

# **STUDI NUMERIK PENGARUH VARIASI TEMPERATUR AIR HEATER TERHADAP KARAKTERISTIK PENGERINGAN BATUBARA PADA FLUIDIZED BED COAL DRYER DENGAN TUBE HEATER TERSUSUN ALIGNED**

**Nama Mahasiswa** : ANDI KURNIAWAN  
**NRP** : 2108 100 068  
**Jurusan** : Teknik Mesin, FTI-ITS  
**Dosen Pembimbing** : Dr.Eng.Ir.Prabowo,M.Eng.

## **ABSTRAK**

*Kebutuhan batubara sebagai sumber energi primer diprediksi akan mengalami kenaikan di masa depan. Kebijakan pemerintah lewat rencana bauran energi nasional secara jelas memprioritaskan pemakaian batubara hingga 33% untuk pemenuhan kebutuhan energi nasional. Sebagian besar cadangan batubara Indonesia adalah batubara dengan kualitas rendah. Batubara kualitas rendah cenderung memiliki kandungan air yang besar sehingga kurang efektif dalam pemakaiannya sebagai bahan bakar. Berdasarkan kondisi tersebut diperlukan suatu teknologi yang dapat meningkatkan kualitas batubara dengan mengurangi kandungan air di dalamnya. Salah satu model pengeringan batubara adalah fluidized bed coal dryer. Penelitian terkait model pengeringan batubara khususnya fluidized bed coal dryer menjadi menarik untuk dilakukan sebagai upaya untuk membantu memecahkan masalah terkait energi batubara.*

*Keterbatasan dalam pengambilan data secara eksperimental serta tuntutan visualisasi dan analisa yang detail dibutuhkan dalam penelitian ini, maka dibutuhkan bantuan metode komputasi dalam pengerjaannya. Penelitian ini dilakukan dengan metode numerik (CFD) dengan software Fluent 6.3.26. Pemilihan kondisi simulasi digunakan model turbulensi k- $\epsilon$  realizable dan skema interpolasi first-order upwind. Pemodelan*

*perpindahan massa dilakukan dengan menggunakan model species transport dengan melakukan pengaturan moisture content water pada permukaan batubara. Pada penelitian ini divariasikan temperatur udara pengering, yaitu 316 K, 327 K, 339 K.*

*Dari penelitian ini dapat diketahui karakteristik pengeringan pada ruang pengering batubara tipe fluidized bed dengan tube heater tersusun aligned. Hasil post processing kuantitatif menunjukkan peningkatan temperatur air heater diikuti dengan peningkatan koefisien perpindahan panas dan massa serta laju perpindahan massa. Pengurangan laju moisture content terbesar didapatkan pada temperatur air heater 339K diikuti temperatur 327K serta 316K. Konfigurasi tube heater secara aligned menimbulkan proses heating disertai proses humidifikasi. Kondisi udara di sekitar tube heater mengalami peningkatan temperatur dan humidity ratio serta penurunan relative humidity. Proses humidifikasi diakibatkan adanya konsentrasi perpindahan massa moisture batubara di sekitar tube heater karena nilai relative humidity udara di sekitar tube heater yang lebih rendah daripada batubara di sekitarnya.*

***Kata Kunci :Fluidized Bed Coal Dryer, Aligned Tube Heater, CFD, Laju Pengeringan, Moisture content, Humidifikasi***

# **NUMERICAL STUDY THE EFFECT OF AIR HEATER TEMPERATURE VARIATION TO DRYING CHARACTERISTICS OF COAL IN FLUIDIZED BED COAL DRYER WITH TUBE HEATER ARRANGED ALIGNED**

**Student Name : ANDI KURNIAWAN**  
**NRP : 2108 100 068**  
**Departement : Mechanical Engineering, FTI-ITS**  
**Academic Supervisor : Dr.Eng.Ir.Prabowo,M.Eng.**

## **ABSTRACT**

*Demand for coal as a primary energy source is predicted to rise in the future. Government policy through the plan of the national energy mixture is clearly prioritize the use of coal to 33% for the national energy needs. Most of Indonesia's coal reserves is low quality coal. Low quality coal is likely to have a large water content making it less effective in its use as a fuel. Under these conditions we need a technology that can improve the quality of coal by reducing the water content in it. One model coal dryer is a fluidized bed coal drying. Research about coal drying model in particular fluidized bed coal dryer to be interesting to do in an effort to help solve problems related to coal energy.*

*Limitations in the experimental as well as data retrieval with detailed analysis and visualization is needed in this study, therefore we need the help of computational methods to do this research. This research is done by numerical methods (CFD) with software Fluent 6.3.26. The selection of used models simulating conditions is turbulence model with realizable k- $\epsilon$  scheme first-order upwind interpolation. Modeling of mass transfer is done using the model species transport by setting water on the surface moisture content of coal. In this study the drying air temperature was varied, ie 316 K, 327 K, 339 K.*

*From this study it can be known drying characteristics at drying chamber on fluidized bed coal dryer with tube heater arranged aligned. Quantitative results in post processing showed that increasing temperature of the air heater is followed by increasing in heat and mass transfer coefficient with mass transfer rate. Greatest reduction in the rate of moisture content obtained at the temperatures air heater 339K followed 327K and 316K. Tube heater arranged aligned cause heating process with humidification. Condition of air around the tube heater have increase temperatures and humidity ratio with decrease in relative humidity. Humidification process caused the concentration of mass transfer moisture content of coal around the tube heater because the relative humidity of air around the heater tube is lower than the surrounding coal*

***Key Word :Fluidized Bed Coal Dryer, Aligned Tube Heater, CFD, Drying rate, Moisture content, Humidifikasi***

## DAFTAR SIMBOL

$A$	=	luas area ( $m^2$ )
$c_p$	=	specific heat ( $J/kg.K$ )
$C$	=	konsentrasi ( $kgmol/m^3$ ).
$D_{AB}$	=	Diffusivity ( $m^2/s$ )
$E$	=	emisi ( $W/m^2$ )
$g$	=	percepatan gravitasi ( $m/s^2$ )
$h$	=	enthalpy spesifik dari <i>moist air</i> ( $J/kg$ )
$h_a$	=	enthalpy spesifik dari <i>dry air</i> ( $J/kg$ )
$h_w$	=	enthalpy spesifik dari uap air ( $J/kg$ )
$H$	=	koefisien konveksi ( $W/m^2.K$ )
$hm$	=	mass transfer coefficient ( $m/s$ )
$h_{fg}$	=	kalor laten penguapan ( $J/kg$ )
$k$	=	<i>thermal conductivity</i> ( $W/m.K$ )
$Le$	=	Lewis number
$M$	=	massa ( $kg$ )
$m_a$	=	massa <i>dry air</i> ( $kg$ )
$m_w$	=	massa uap air ( $kg$ )
$MC$	=	moisture content
$Nu$	=	bilangan Nusselt
$n_A$	=	laju penguapan ( $kg/s$ )
$n_a$	=	jumlah mol <i>dry air</i> ( $mol$ )
$n_w$	=	jumlah mol uap air ( $mol$ )
$p_a$	=	tekanan parsial <i>dry air</i> ( $Pa$ )
$p_w$	=	tekanan parsial uap air ( $Pa$ )
$p_{ws}$	=	tekanan jenuh uap air ( $Pa$ )
$Pr$	=	bilangan Prandtl
$q''$	=	<i>heat flux</i> ( $W/m^2$ )
$R$	=	<i>universal gas constant</i>

$R_a$	=	konstanta gas untuk udara kering
$R_w$	=	konstanta gas untuk uap air
Ra	=	bilangan Rayleigh
Re	=	bilangan Reynolds
Sc	=	bilangan Schmidt
Sh	=	bilangan Sherwood
T	=	temperatur ( $^{\circ}\text{C}$ )
$T_{wb}$	=	temperatur bola basah ( $^{\circ}\text{C}$ )
t	=	waktu (s)
$t^*$	=	waktu karakteristik (s)
V	=	volume ( $\text{m}^3$ )
v	=	kecepatan udara (m/s)
w	=	rasiokelambaban (kg uap air/kg udarakering)
$x_a$	=	fraksi mol <i>dry air</i>
$x_w$	=	fraksi mol uap air
Y	=	fraksi massa (kg /kg)

### *Greek Symbols*

$\infty$	=	udara
$\phi$	=	kelembaban relatif
$\rho$	=	massa jenis ( $\text{kg}/\text{m}^3$ )
$\mu$	=	viskositas ( $\text{Ns}/\text{m}^2$ )
$\nu$	=	viskositas kinematis ( $\text{m}^2/\text{s}$ )
$\alpha$	=	diffusivitas panas ( $\text{m}^2/\text{s}$ ), <i>absorbitivity</i>

### *Subscripts*

D	=	diameter
f	=	film
i	=	kondisi awal
L	=	panjang
$\infty$	=	ambient

## **BAB II**

### **TINJAUAN PUSTAKA**

#### **2.1 Dasar Teori**

##### **2.1.1 Proses Pengeringan**

Konsep dasar proses pengeringan adalah pengurangan kandungan air pada produk lewat proses tertentu hingga dicapai kondisi kandungan air pada produk yang diinginkan. Proses pengeringan pada umumnya bertujuan untuk mengurangi kandungan air dalam sebuah produk. Kandungan air yang tidak berlebih akan mempengaruhi kualitas dari sebuah produk. Pengeringan yang dilakukan pada bahan pangan umumnya bertujuan untuk pengawetan dan mencegah pembusukan akibat kandungan air yang berlebihan. Sementara itu pengeringan yang dilakukan pada batubara bertujuan untuk meningkatkan nilai kalor batubara sehingga pendayagunaan batubara sebagai bahan bakar lebih efisien.

Proses pengeringan pada sebuah produk terjadi dalam beberapa tahap. Proses pertama adalah pergerakan air dari dalam menuju lapisan luar produk yang diakibatkan oleh adanya perbedaan suhu akibat pemanasan yang terjadi selama proses pengeringan. Proses berikutnya adalah penguapan kandungan air pada permukaan produk. Kandungan air yang menguap dari permukaan produk akan tercampur oleh udara pemanas hingga menyebabkan naiknya kandungan air pada udara.

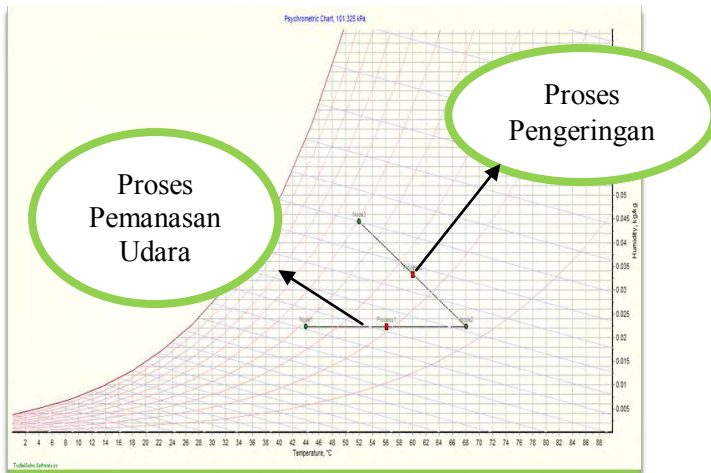
Proses pengeringan digunakan secara luas dalam berbagai lingkup industri. Berdasarkan prosesnya, pengeringan dapat dikelompokkan menjadi beberapa proses antara lain :

- **Pengeringan Alami :**

Proses pengeringan dengan pemanfaatan energi panas matahari. Pada pengeringan alami waktu pengeringan tidak dapat diperkirakan akibat ketidakstabilan proses.

- **Pengeringan Buatan**

Proses pengeringan buatan memiliki keunggulan dalam prosesnya. Pada proses pengeringan buatan, parameter proses dapat dikendalikan sehingga kualitas produk lebih baik dibandingkan pengeringan alami.



**Gambar 2.1** Proses Pengeringan pada Psychrometric Chart

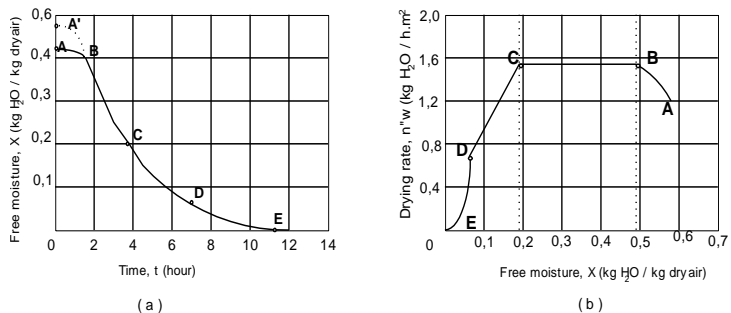
Proses pengeringan dapat digambarkan lewat *psychrometric chart* untuk memudahkan penganalisaan. Pada *psychrometric chart* dapat dilihat kondisi udara selama proses pengeringan terjadi. Pengeringan diawali dengan naiknya temperatur dari udara akibat udara pemanas yang disuplai dalam ruang pengeringan. Proses naiknya temperatur udara dapat dilihat dengan bergesernya titik awal udara ke arah kanan yang ditandai dengan naiknya temperatur *dry bulb* udara. Proses selanjutnya adalah perpindahan massa dengan diapkannya kandungan air (*water*) dalam produk pengering. Proses penguapan ditandai dengan naiknya titik kondisi udara pemanas pada *psychrometric chart* ke arah kiri atas. Hal ini sebagai akibat dari naiknya



kandungan air dalam udara setelah terjadi proses penguapan air (*water*) dari produk ke udara.

Pada proses pengeringan dapat dibagi menjadi beberapa periode proses. Periode pengeringan digolongkan berdasarkan gejala fisik proses pengeringan yang berbeda tiap waktu. Suatu proses pengeringan terdiri dari tiga periode laju pengeringan, yaitu :

- a. Periode laju pengeringan naik
- b. Periode laju pengeringan konstan
- c. Periode laju pengeringan menurun



Keterangan :  
 A - B : periode pemanasan  
 B - C : periode laju pengeringan konstan  
 C - D : periode laju pengeringan menurun pertama  
 C : kadar air kritis  
 D - E : periode laju pengeringan menurun kedua

**Gambar 2.2** Kurva Periode Proses Pengeringan  
 (a) Humidity ratio rate (b) drying rate

### a. Periode Laju Pengeringan Naik

Sesaat setelah bahan menerima panas dari udara pengering yang panas, maka temperatur benda yang dikeringkan akan naik hingga mencapai kesetimbangan dengan temperatur wet bulb udara ( $T_{wb}$ ).

### **b. Periode Laju Pengeringan Konstan**

Pada periode ini (B - C) permukaan bahan jenuh dengan uap air, temperatur uap air pada permukaan sama dengan  $T_{wb}$  udara pengering. Selama proses ini berlangsung kecepatan aliran air dari dalam bahan sama dengan kecepatan air yang diuapkan. Proses ini berakhir bila kadar air bebas bahan mencapai titik kritis (critical moisture content). Kadar air kritis adalah kadar air bebas terendah saat laju kecepatan air bebas ke permukaan sama dengan laju penguapan. Pada periode ini proses pengeringan bergantung pada faktor eksternal seperti laju aliran udara dan temperatur udara pengering.

### **c. Periode Laju Pengeringan Menurun**

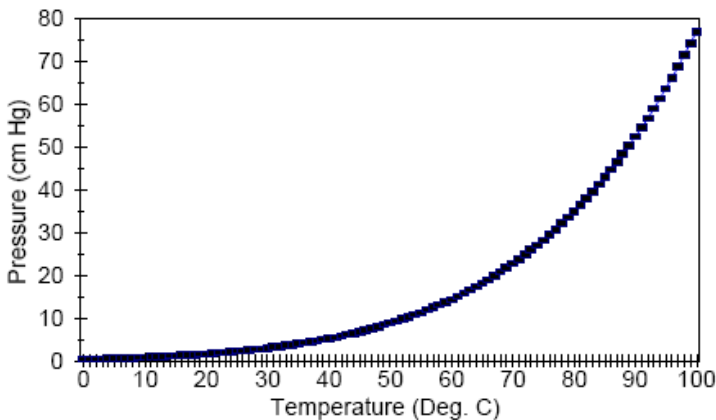
Titik C pada gambar adalah kadar air bebas kritis. Pada titik ini air pada permukaan tidak mencukupi untuk mempertahankan lapisan air yang kontinyu. Seluruh permukaan ikan akan terus mengering sampai seluruh permukaan ikan kering pada titik D. Pada fase kedua laju pengeringan menurun yang dimulai pada titik D saat seluruh permukaan ikan telah kering, panas yang tersedia digunakan untuk menguapkan air pada tubuh ikan dan selanjutnya karena perbedaan konsentrasi antara dalam dan permukaan maka air tersebut akan bergerak ke permukaan. Jumlah cairan yang diuapkan pada periode ini relatif kecil dan waktu yang diperlukan relatif lama.

## **2.1.2 Prinsip Termodinamika**

Pada prinsip termodinamika diketahui bahwa titik didih air dipengaruhi oleh tekanan. Nilai titik didih air akan turun dengan turunnya tekanan. Hubungan antara tekanan jenuh uap air (*saturation vapor pressure*) dan temperatur dari 0 sampai 100°C dituliskan sebagai (Siau, 1984)

$$Po = 8,75 \times 10^7 \exp \left( - \frac{10400}{RT} \right) \quad (2.1)$$

Persamaan tersebut diplotkan pada gambar 2.3



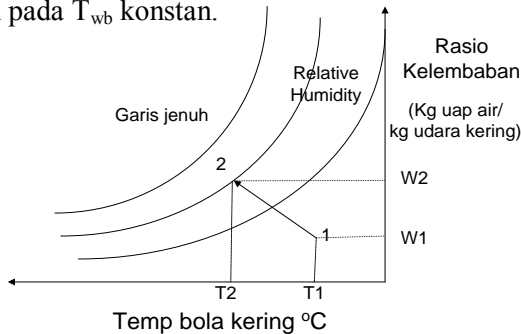
**Gambar 2.3** Hubungan *antara saturated vapor pressure dan temperatur*

Pada proses pengeringan terjadi penguapan air ke udara karena perbedaan kandungan uap air antara udara dengan bahan yang dikeringkan. Tujuan umum dari pengeringan adalah mengurangi kadar air bahan sampai batas dimana perkembangan mikroorganisme dan kegiatan enzim yang dapat menyebabkan pembusukan dapat dihambat atau dihentikan. Proses yang dilakukan adalah dengan cara menaikkan tekanan parsial uap air pada bahan melalui pemberian panas dan menaikkan kelembaban relatif udara pengering.

Kemampuan udara membawa uap air bertambah besar apabila perbedaan tekanan parsial uap air pada udara pengering dengan pada bahan yang akan dikeringkan semakin besar. Pengeringan merupakan proses yang kompleks dari perpindahan panas dan perpindahan massa yang tergantung pada parameter eksternal seperti: temperatur, kelembaban udara, kecepatan aliran udara serta sifat bahan yang dikeringkan, seperti karakteristik permukaan bahan, komposisi kimia (lemak, gula, zat tepung, dan lain-lain), struktur fisik (porositas dan densitas), ukuran serta bentuk bahan.

### 2.1.3 Prinsip Psychrometric

Psikrometri merupakan kajian tentang sifat-sifat campuran udara dengan uap air yang mempunyai arti penting dalam proses pengeringan, karena udara pada atmosfer tidak kering tetapi mengandung sejumlah uap. Pada gambar dibawah ini ditunjukkan Diagram Psikrometri yang menunjukkan proses pengeringan pada  $T_{wb}$  konstan.



**Gambar 2.4** Prinsip Pengeringan pada Psychrometric Chart

Titik 1 – 2 menunjukkan udara ketika memasuki ruangan pengeringan dan berinteraksi dengan lapisan batubara. Di antara titik 1 dan 2, udara menyerap air dari lapisan batubara pada temperatur wet bulb ( $T_{wb}$ ) konstan, sehingga terjadi penurunan temperatur bola kering dan terjadi kenaikan rasio kelembaban, kelembaban relatif, tekanan parsial uap air dan suhu titik embun.

Beberapa istilah-istilah yang sering digunakan dalam proses pengeringan antara lain

- a. *Moisture content* basis basah didefinisikan sebagai massa air dalam produk dibagi massa produk basah.

$$MC(\%)_{w.b.} = \frac{(m_p(t) - m_{p, \text{kering}})}{m_{p, \text{basah}}} \times 100\% = \frac{m_w(t)}{m_{p, \text{basah}}} \times 100\% \quad (2.2)$$

di mana

- $MC_{w.b.}$  = kadar air suatu bahan basis basah (%).
- $m_w(t)$  = kandungan air bahan fungsi waktu (kg)

- $m_{p,basah}$  = massa bahan awal dalam keadaan basah (kg).
- $m_{p,kering}$  = massa bahan akhir keadaan kering (kg)

**b. Kelembaban relatif**

Kelembaban relatif adalah perbandingan antara fraksi molekul uap air (tekanan uap air) di dalam udara basah terhadap fraksi molekul uap air jenuh (tekanan jenuh uap air) pada temperatur dry bulb dan tekanan yang sama. Dari hubungan untuk gas ideal, kelembaban relatif dapat dinyatakan dengan  $\theta$ , yaitu:

$$\theta = \frac{P_{uap}}{P_s} \quad (2.3)$$

dimana :  $P_{uap}$  = tekanan uap air

$P_s$  = tekanan jenuh uap air pada temperatur yang sama

**c. Rasio Kelembaban**

Rasio kelembaban ( $W_{ud}$ ) adalah berat atau massa air yang terkandung dalam setiap kilogram udara kering. Rasio kelembaban udara ditentukan berdasarkan 1 kg udara kering, seperti beberapa sifat yang akan dipelajari.

$$W_{ud} = \frac{m_{uap\ air}}{m_{ud}} \quad (2.4)$$

dimana :  $W_{ud}$  = Rasio kelembaban udara (kg/kg)

$m_{uap\ air}$  = massa uap air yang terkandung (kg<sub>uap air</sub>)

$m_{ud}$  = massa udara kering (kg<sub>udara kering</sub>)

**d. Enthalpi**

Enthalpi campuran udara kering dan uap air adalah jumlah dari panas sensibel campuran udara-uap air dan panas latent uap air tiap kg udara kering.

$$h_{ud} = C_p.T_{ud} + W_{ud} \cdot \frac{kg}{kg_{ud,kering}} \quad (2.5)$$

### 2.1.4 Prinsip Perpindahan Massa

Dalam proses pengeringan selalu terjadi perpindahan massa uap air dari bahan ke udara pengering. Perpindahan massa yang terjadi selama proses pengeringan, yaitu :

- Perpindahan uap air dari dalam ke permukaan bahan.
- Perpindahan uap air dari permukaan ke udara pengering.

Perpindahan massa dari dalam benda hingga ke permukaan benda terjadi karena adanya perbedaan konsentrasi. Konsentrasi air pada bagian dalam material lebih besar dari pada konsentrasi air pada permukaan material. Dengan menganggap suatu lapisan tipis, gerakan uap air dari material ke permukaan dapat ditentukan dengan persamaan Fick untuk difusi satu dimensi.

$$N_{wf}'' = -D_{AB} \cdot \left( \frac{\delta C_w}{\delta x} \right) \quad (2.6)$$

$$n_{wf}'' = -D_{AB} \cdot \left( \frac{\delta \rho_w}{\delta x} \right) \quad (2.7)$$

dimana :

$$N_{wf,x}'' = \text{fluks molar uap air ( kg mol/ m}^2 \cdot \text{s )}$$

$$n_{wf,x}'' = \text{fluks massa uap air} \quad \left( \frac{\text{kg}}{\text{m}^2 \cdot \text{s}} \right)$$

$D_{AB}$  = koefisien difusi binari air dari bahan

$$\frac{\delta C_w}{\delta x} = \text{perbedaan konsentrasi uap air dalam arah x} \quad \left( \frac{\text{kg}_{mol}}{\text{m}^4} \right)$$

$$\frac{\delta \rho_w}{\delta x} = \text{perbedaan rapat massa uap air dalam arah x} \quad \left( \frac{\text{kg}}{\text{m}^4} \right)$$

Perpindahan massa dari permukaan benda ke udara pengering dalam proses pengeringan berlangsung secara konveksi. Laju perpindahan massa secara konveksi ditentukan dengan persamaan

$$N_A'' = h_m \cdot (C_{A,s} - C_{A,\infty}) \quad (2.8)$$

Persamaan 2.8 sama dengan persamaan 2.9, dimana penggunaannya tergantung dari nilai variabel yang diketahui.

$$n_A'' = h_m \cdot (\rho_{A,s} - \rho_{A,\infty}) \quad (2.9)$$

dimana :

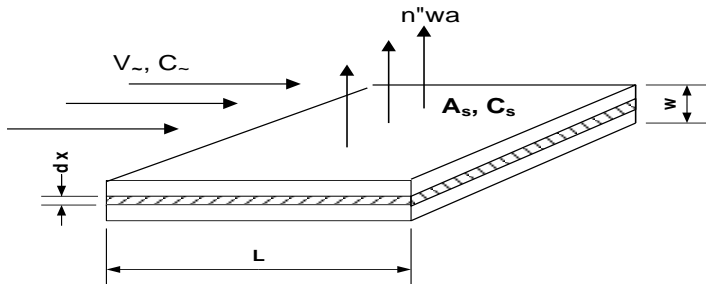
$h_m$  = koefisien konveksi perpindahan massa ( m/s).

$C_{A,s}$  = konsentrasi uap air di permukaan bahan (kgmol/m<sup>3</sup>)

$C_{A,\infty}$  = konsentrasi uap air di medium pengering (kgmol/m<sup>3</sup>)

$\rho_{A,s}$  = rapat massa uap air di permukaan bahan (kg/m<sup>3</sup>)

$\rho_{A,\infty}$  = rapat massa uap air di medium pengering (kg/m<sup>3</sup>)



**Gambar 2.5** Skema Perpindahan Massa secara Konveksi

Laju perpindahan panas dan massa berlangsung secara simultan. Pada kondisi *steady*, panas yang berpindah dipergunakan untuk menguapkan air dari material menjadi uap. Hal ini sesuai dengan hubungan :

$$q''_{konveksi} = q''_{evaporasi} \quad (2.10)$$

dari persamaan diatas, panas yang dipindahkan digunakan sebagai panas untuk penguapan bahan, sehingga :

$$h(T_{\infty} - T_s) = h_{fg} h_m (\rho_{A,sat}(T_s) - \rho_{A,\infty}) \quad (2.11)$$

dimana :

$h$  = koefisien konveksi perpindahan panas ( $W/m^2K$ ).

$T_{\infty}$  = Temperatur udara pengering (K).

$T_s$  = Temperatur permukaan produk yang dikeringkan (K)

$h_{fg}$  = panas penguapan air (kJ/kg).

$h_m$  = koefisien konveksi perpindahan massa (m/s).

$\rho_{A,sat}(T_s)$  = massa jenis uap air pada permukaan material ( $kg/m^3$ )

$\rho_{A,\infty}$  = massa jenis uap air pada udara pengering ( $kg/m^3$ ).

### 2.1.5 Analogi Perpindahan Panas dengan Perpindahan Massa

Analogi antara perpindahan panas dan perpindahan massa bisa digunakan secara langsung untuk menghubungkan antara dua koefisien konveksi yang saling simultan saat terjadi perpindahan panas dan perpindahan massa.

Bilangan Nusselt adalah gradien temperatur *dimensionless* pada permukaan, dirumuskan

$$Nu_L = \frac{hL}{k} \quad (2.12)$$

Bilangan Sherwood merupakan gradien konsentrasi *dimensionless* pada permukaan, dirumuskan

$$Sh_L = \frac{h_m L}{D_{AB}} \quad (2.13)$$

Bilangan Prandtl adalah perbandingan antara momentum dan difusivitas panas, dituliskan

$$Pr = \frac{c_p \mu}{k} = \frac{\nu}{\alpha} \quad (2.14)$$



Bilangan Schmidt merupakan perbandingan antara momentum dan difusivitas massa, dirumuskan

$$Sc = \frac{\nu}{D_{AB}} \quad (2.15)$$

$Nu$  dan  $Sh$  sebanding dengan  $Pr^n$  dan  $Sc^n$  (Incropera & De Witt, 2002) [11] dituliskan sebagai

$$\frac{Nu}{Pr^n} = \frac{Sh}{Sc^n} \quad (2.16)$$

$$\frac{hL/k}{Pr^n} = \frac{h_m L / D_{AB}}{Sc^n}$$

sehingga

$$\frac{h}{h_m} = \frac{k}{D_{AB} Le^n} = \rho c_p Le^{1-n} \quad (2.17)$$

Secara umum pada aplikasi teknik digunakan harga  $n = 1/3$

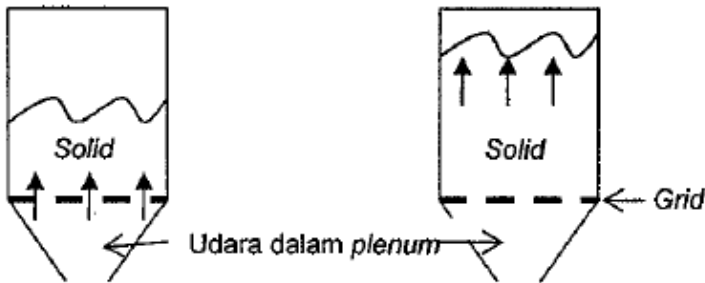
Dimana :

$h$	= heat transfer coefficient (W/m <sup>2</sup> .K)
$h_m$	= mass transfer coefficient (m/s)
$k$	= thermal conductivity (W/m.K)
$D_{AB}$	= Diffusivity (m <sup>2</sup> /s)
$Le$	= <i>Lewis number</i>
$C_p$	= specific heat (J/kg.K)
$\rho$	= density (kg/m <sup>3</sup> )

## 2.2 Fluidized Bed Coal Dryer

Teknologi pengeringan merupakan salah satu bagian dalam sebuah sistem industri. Sektor energi, tekstil, semen dan industri metalurgi merupakan jenis industri yang membutuhkan sistem penegeringan batubara untuk meningkatkan efisiensi pembakaran. Proses pembakaran dengan batubara akan menjadi lebih efisien bilamana teknologi pengeringan batubara digunakan dengan tepat dan sesuai dengan kondisi operasionalnya.

Terdapat beberapa teknologi pengeringan yang dikenal di dunia industri. Pemakaian jenis teknologi pengeringan disesuaikan dengan parameter proses dan produk. Teknologi *Fluidized Bed Coal Dryer* adalah salah satu teknologi pengeringan yang digunakan dalam proses pengeringan di sektor industri. Teknologi *Fluidized Bed Coal Dryer* dikenal sebagai teknologi pengeringan dengan efisiensi dan penggunaan energi yang relatif baik. Secara umum teknologi *Fluidized Bed Coal Dryer* banyak digunakan dalam pengeringan batubara untuk mengurangi kandungan air di dalamnya.



**Gambar 2.6** Sistem Fluidized Bed Dryer [13]

Prinsip kerja pengering tipe *fluidized bed dryer* adalah penghembusan udara panas oleh kipas peniup (blower) melalui suatu saluran ke atas bak pengering yang menembus hamparan bahan sehingga bahan tersebut dapat bergerak dan memiliki sifat seperti fluida. Pada tingkat kecepatan udara panas yang kurang dari kecepatan fluidasi maka produk pada posisi diam dan apabila melebihi kecepatan fluidisasi akan terjadi slugging atau turbulensi pada produk yang dikeringkan sehingga lewat proses tersebut, proses perpindahan massa akan lebih efektif.

Teknologi *fluidized bed dryer* memiliki keunggulan dalam hal perpindahan panas dan perpindahan massa yang lebih baik dibandingkan dengan pengeringan konvensional lainnya. Kapasitas pengeringan dapat lebih besar dan dapat menghasilkan

produk dengan kandungan air yang seragam. Berdasarkan penelitian yang dilakukan (**Mujumdar et al'.2003**) menyimpulkan bahwa teknologi peralatan *fluidized bed dryer* cukup kompak dengan investasi awal relatif rendah. Pada umumnya teknologi pengeringan sistem *fluidized bed dryer* digunakan untuk pengeringan tepung, biji-bijian dan produk berbentuk granular.

## **2.3 Penelitian Terdahulu**

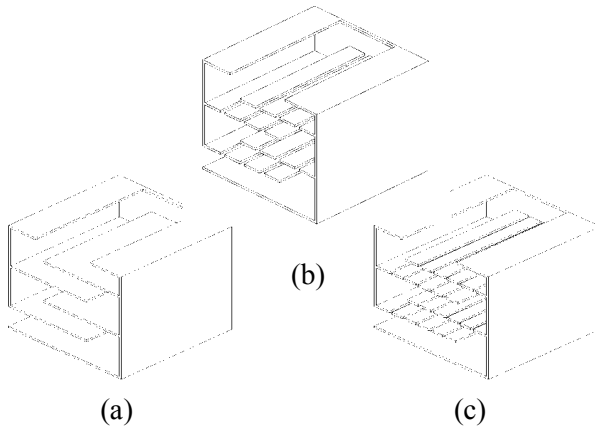
### **2.3.1 Sarjono Asminto Putro (2007)**

Penelitian berbasis analisa numerik di dalam suatu peralatan pengeringan pernah dilakukan oleh **Sarjono Asminto Putro (2007) [8]**. Dalam tugas akhirnya yang berjudul “*Simulasi Numerik Dan Analisa Performansi Di Ruang Pengering Dengan Variasi Kecepatan Udara Dan Porositas*” telah dilakukan kajian pada alat pengering ikan dengan melakukan variasi pada kecepatan udara masuk dan porositas dari benda yang akan dikeringkan. Dalam penelitiannya **Sarjono Asminto Putro (2007) [8]** melakukan pemodelan ikan sebagai objek pengeringan.

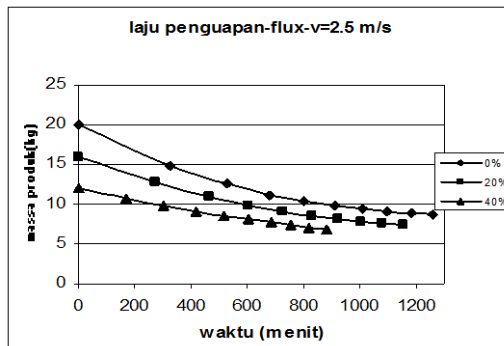
Dalam penelitian tersebut digunakan bantuan *software* Fluent 6.2 dan Gambit sebagai *software* untuk membangun geometri alat uji. Dalam simulasi digunakan permodelan aliran turbulen (Realizable K-  $\epsilon$ ). Sementara untuk fluida pemanasnya digunakan fluida udara dan uap air dengan temperatur Tinlet =  $50^{\circ}\text{C} = 323.13^{\circ}\text{K}$ . Variabel uji dalam penelitian ini adalah porositas dan kecepatan fluida pemanas pada sisi inlet.. Variasi porositas yang digunakan dalam penelitian ini adalah 0%, 20%, 40% sementara variasi kecepatan fluida pada sisi inlet adalah 2.5 m/s, 3.5 m/s dan 5 m/s.

Hasil yang didapatkan dari penelitian yang dilakukan oleh **Sarjono Asminto Putro (2007) [8]** adalah didapatkannya kondisi variasi porositas dan kecepatan yang diikuti dengan derajat pengeringan paling optimal. Tercatat bahwa untuk porositas 0% dan kecepatan inlet 5 m/s didapatkan parameter pengeringan meliputi laju penguapan, mass flux dan koefisien perpindahan

panas tertinggi. Hal ini disebabkan adanya korelasi antara nilai koefisien konveksi terhadap kecepatan dan olakan yang tercipta akibat susunan porositas 0%. Makin tinggi kecepatan inlet maka nilai koefisien konveksi akan mengalami kenaikan pula. Hal ini diikuti dengan naiknya koefisien perpindahan massa sehingga laju pengeringan menjadi lebih cepat.

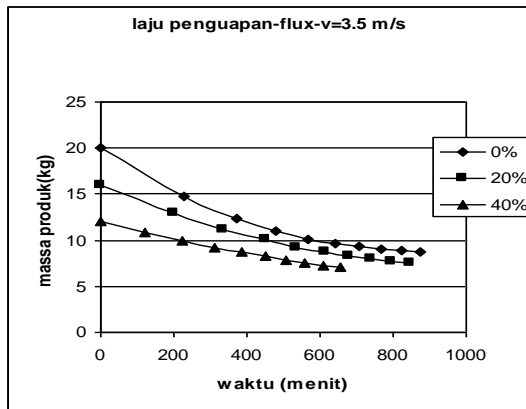


**Gambar 2.7** Model Porositas dalam Tiga Dimensi[8]  
(a) porositas 0%, (b) porositas 20%, (c) porositas 40%



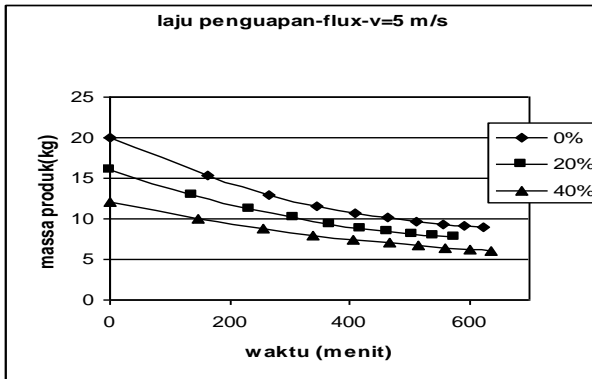
**Gambar 2.8** Grafik laju penguapan kecepatan inlet 2.5 m/s [8]

Gambar 2.8 menunjukkan perbandingan laju penguapan pada setiap susunan porositas. Secara umum trend grafik tersebut menurun seiring bertambahnya waktu. Hal ini terjadi dikarenakan semakin lama terjadi penguapan pada ikan maka kandungan air dalam ikan akan mengalami penyusutan. Derajat pengeringan pada porositas 0% dapat dikatakan paling cepat.



**Gambar 2.9** Grafik laju penguapan kecepatan inlet 3.5 m/s[8]

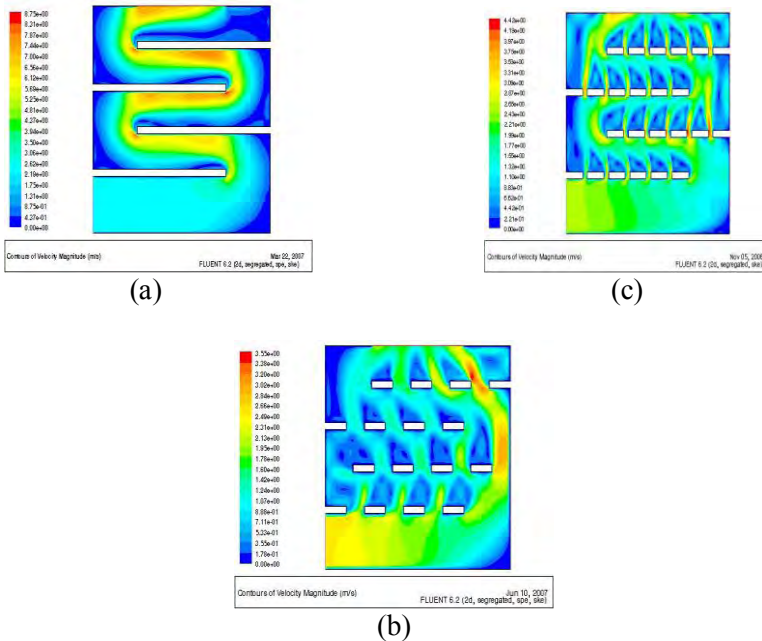
Untuk kecepatan inlet 3.5 m/s perbandingan laju penguapan pada masing-masing variasi porositas menunjukkan trend yang hampir sama dengan grafik sebelumnya. Dengan kecepatan yang lebih tinggi maka akan didapatkan nilai *nusselt number* yang juga tinggi sehingga nilai perpindahan massa yang dapat dilihat dari laju penguapan makin baik. Porositas yang paling baik dalam proses laju penguapan adalah porositas 0%. Hal ini terjadi karena pada porositas 0% terjadi olakan yang lebih daripada porositas 20% dan porositas 40% sehingga proses perpindahan panas dan massa pada porositas 0% lebih baik.



**Gambar 2.10** Grafik laju penguapan kecepatan inlet 5 m/s[8]

Grafik laju penguapan pada kecepatan inlet 5 m/s juga menunjukkan trend yang hampir sama dengan grafik laju penguapan dengan kecepatan 2.5 m/s dan 3.5 m/s. Pada porositas 0% terjadi laju penguapan yang paling besar dibandingkan porositas 20% dan porositas 40%. Pada kecepatan inlet 5 m/s nilai *nusselt number* mencapai harga tertinggi karena *nusselt number* berbanding lurus dengan nilai kecepatan fluida. Laju penguapan paling tinggi terjadi pada porositas 0% dengan kecepatan fluida 5 m/s.

Pada porositas 0% aliran fluida pemanas cenderung lebih turbulen jika dibandingkan dengan porositas 20% dan 40%. Peristiwa perpindahan panas dipengaruhi oleh beberapa faktor. Proses perpindahan panas di dalam ruangan pengering dipengaruhi oleh intensitas turbulensi yang ada di dalamnya. Aliran yang lebih turbulen akan meningkatkan karakteristik perpindahan panas. Proses perpindahan panas yang baik akan menyebabkan perpindahan massa antara ikan terhadap udara pemanas akan berjalan lebih baik. Hal ini dapat dilihat dari derajat pengeringa (*drain rate*) pada porositas 0% yang lebih baik.

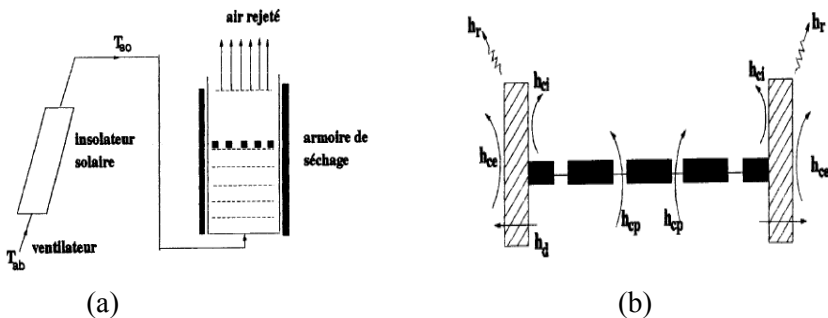


**Gambar 2.11** Kontur Kecepatan dengan variasi porositas  
(a) Porositas 0% (b) Porositas 20% (c) Porositas 40% [8]

Visualisasi kontur kecepatan pada variasi porositas menunjukkan fenomena aliran secara nyata di dalam ruang pengering. Berdasarkan kenampakan kontur pada porositas 0% kecepatan tertinggi berada di bagian tengah ruang pengering sehingga proses perpindahan panas dan massa akan lebih baik. Sementara untuk porositas 20% kecepatan terbesar terjadi di daerah sebelah kanan ruangan pengering dan untuk porositas 40% kecepatan terbesar terjadi di sebelah kiri ruangan pengering sehingga perpindahan panas dan massa pada variasi porositas 20% dan 40% menjadi kurang efektif.

### 2.3.2 Belghit dan Belahmidi ( 1996 )

Penelitian mengenai pemodelan pengeringan secara numerik juga pernah dilakukan oleh **Belghit dan Belahmidi (1996) [9]**. Dalam penelitian tersebut objek yang dikeringkan adalah kulit jeruk. Kulit jeruk dimodelkan sebagai wall dengan ketebalan tertentu dan memperhitungkan pengaruh-pengaruh radiasi ( $h_r$ ), koefisien konveksi pada produk ( $h_{cp}$ ), konduksi pada dinding drying chamber ( $h_d$ ), dan koefisien konveksi pada dinding dalam dan bagian luar ( $h_{ci}$  dan  $h_{ce}$ ). Dalam penelitian ini udara pengering dihembuskan secara vertikal melalui produk dan dimodelkan dengan aliran konveksi paksa dengan menggunakan tiga variasi kecepatan udara, 1 m/s , 1.5 m/s , 2.5 m/s dan temperatur udara 30°C, 40°C, 45°C, 50°C.

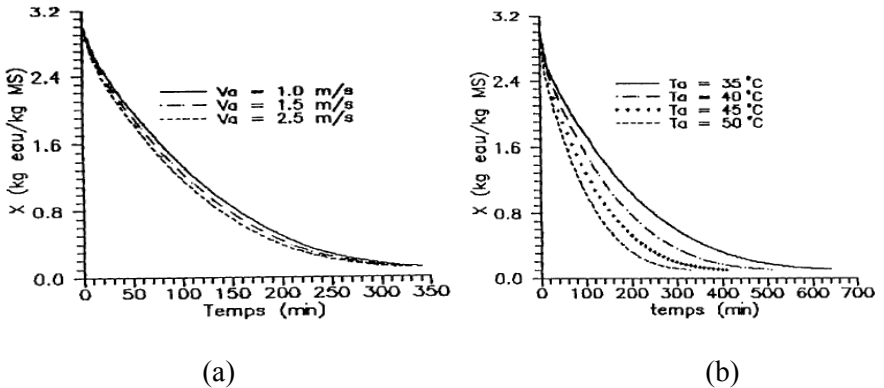


(a) (b)  
**Gambar 2.12** Model Penelitian Pengeringan Kulit Jeruk  
 (a)Model keseluruhan (b) Interior[9]

Hasil dari penelitian ini dapat diketahui bahwa temperatur yang telah divariasikan pada udara pengeringan lebih berperan penting dalam mengurangi kandungan air di produk daripada dengan memvariasikan kecepatan udara pengeringan (Gambar 2.13). Sementara itu jika dilihat dari variasi kecepatan, maka saat  $v = 2.5$  m/s dicapai hasil yang paling baik untuk pengurangan kandungan air pada produk, disusul kemudian  $v = 1.5$  m/s dan terakhir 1 m/s. Sedangkan pada saat udara pemanas mencapai



temperatur 50°C dicapai waktu pengeringan yang paling singkat dibandingkan temperatur 30°C, 40°C, 45°C.

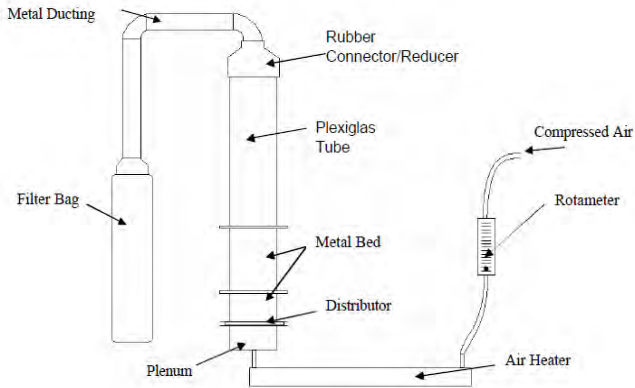


**Gambar 2.13** Kurva Penelitian Pengeringan Kulit Jeruk  
(a) Variasi Kecepatan (b) Variasi Temperatur [9]

### 2.3.3 Levy dkk (2006)

Penelitian terkait dengan teknologi pengeringan batubara pernah dilakukan oleh **Levy dkk (2006)** [10]. Dalam penelitiannya yang berjudul “*Use Of Coal Drying To Reduce Waterconsumed In Pulverized Coal Power Plants*” levy melakukan penelitian terhadap efek pengeringan batubara dalam upaya untuk mengurangi kandungan air dalam batubara.

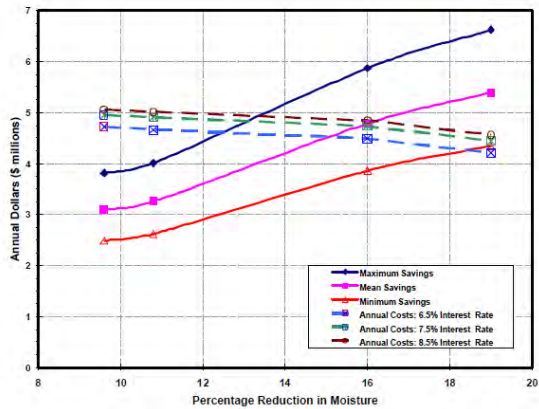
Dalam penelitiannya **Levy dkk (2006)** [10] merancang sebuah peralatan eksperimental untuk melakukan analisa pengeringan batubara. Pengujian alat eksperimen dilakukan dalam naungan Riset Energi Center Fluidized Bed Laboratory. Ruang pengeringan bertipe *fluidized bed* dengan diameter 6 inci. Udara pemanas dirancang mencapai suhu  $150^\circ\text{F}$  dengan kecepatan mencapai 1.6 m/s.



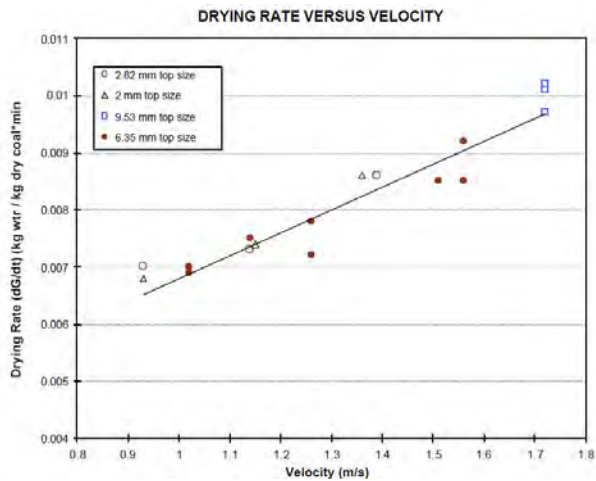
**Gambar 2.14** Alat Eksperimen Penelitian Levy dkk [10]

Dari penelitian ini didapatkan hasil penelitian berupa pengaruh pemakaian sistem pengering batubara terhadap keuntungan yang didapatkan dari penghematan yang diciptakan dari proses pengeringan batubara. Kandungan air yang berada di dalam batubara dapat dikurangi dari proses pengeringan. Batubara akan memiliki nilai kalor yang lebih baik dengan berkurangnya kandungan air dalam batubara. Proses pembakaran dengan bahan bakar batubara dalam proses industri akan lebih baik ketika nilai kalor batubara naik. Pembakaran yang lebih efektif akan meningkatkan efisiensi anggaran suatu industri.

Dalam penelitiannya **Levy dkk (2006) [10]** juga melakukan penelitian terhadap beberapa faktor yang diduga berpengaruh terhadap laju pengeringan batubara. Ukuran partikel batubara, kecepatan udara pemanas, suhu *tube heater* dan kandungan air dalam udara pemanas merupakan beberapa variable yang coba diteliti pengaruhnya terhadap laju pengeringan batubara.



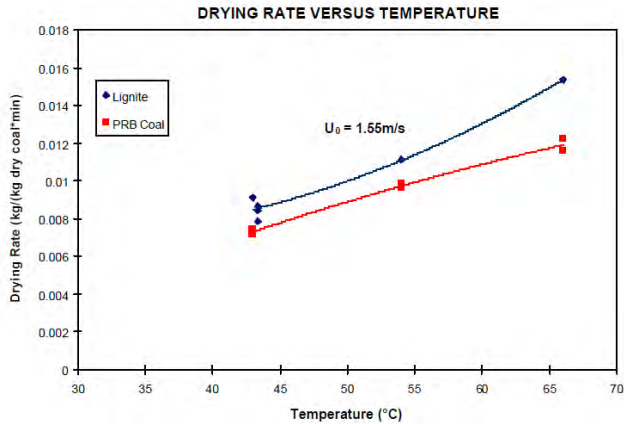
**Gambar 2.15** Grafik Pengaruh Pengeringan Batubara Terhadap Penghematan [10]



**Gambar 2.16** Grafik Pengaruh Kecepatan terhadap Pengeringan Batubara [10]

Berdasarkan data eksperimen pada penelitian yang dilakukan Levy dkk (2006) [10], didapatkan bahwa kecepatan udara pemanas pada sisi masuk ruangan pengering dapat berpengaruh terhadap laju pengeringan batubara. Pada penelitian

ini kecepatan udara pemanas pada sisi inlet akan meningkatkan laju pengeringan batubara apabila kecepatan ditingkatkan hingga nilai tertentu.



**Gambar 2.17** Grafik Pengaruh Kecepatan terhadap Pengeringan Batubara yang berbeda jenis [10]

Pada penelitian yang dilakukan oleh Levy dkk (2006) [10] juga didapatkan pengaruh dari temperature udara pemanas yang akan dilewatkan pada ruangan pengering. Dalam penelitian ini divariasikan temperature udara pemanas dari suhu 43°C hingga 66°C. Batubara yang digunakan dalam pengambilan data adalah batubara jenis *lignite* dan *batubara subbituminous* dari *powder river basin* (PBR) Pada penelitian ini dapat diketahui bahwa kenaikan temperature udara pemanas akan meningkatkan laju pengeringan batubara.

## **BAB III**

### **METODE PENELITIAN**

Adanya keterbatasan dalam pengambilan data eksperimental serta tuntutan visualisasi dan analisa yang detail pada penelitian, maka dibutuhkan bantuan komputasi dalam metodologi penelitian ini. Pada penelitian ini digunakan metode numerik berbasis komputasi CFD (*Computational Fluid Dynamic*). Simulasi numerik dilakukan dengan menggunakan *software Fluent 6.3.26*. Pada metode numerik dibutuhkan tiga tahapan utama yang harus dilakukan, antara lain: *preprocessing*, *solving* atau *processing*, dan *postprocessing*.

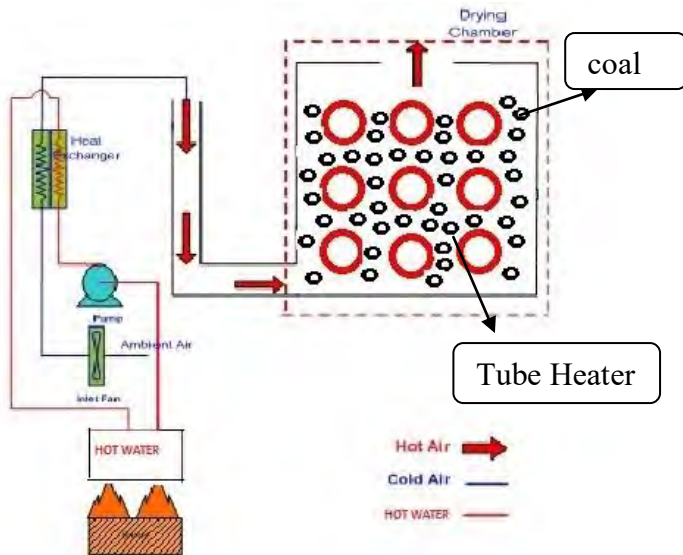
#### **3.1 Model Pengeringan Fluidized Bed Coal Dryer**

Penelitian karakteristik aliran serta perpindahan panas pada pengering batubara dilakukan sebagai kajian awal dalam pengembangan dan perancangan alat pengering batubara skala industri. Dalam penelitian ini, model instalasi pengeringan batubara digambarkan secara sederhana sebagai gambaran awal pengering batubara yang lebih kompleks.

Pengeringan batubara dilakukan pada suatu *chamber* pada alat pengering batubara. Pada *chamber* pengeringan, batubara dialiri aliran udara yang sudah dipanaskan terlebih dahulu sebelum memasuki ruangan pengering. Kecepatan pada udara pengering diatur pada kecepatan tertentu sehingga didapatkan kecepatan optimal dalam proses pengeringan batubara. Proses pengeringan juga dibantu dengan *tube heater* yang disusun secara *aligned* pad *achamber* pengering. Dengan adanya tambahan panas dari *tube heater* diharapkan proses pengeringan batubara akan makin baik.

Penelitian dipusatkan pada fenomena aliran serta karakteristik perpindahan panas pada *coal drying chamber* saja. Sehingga untuk peralatan lain tidak dilakukan analisa yang lebih

mendalam.. Batubara dimodelkan tersebar merata pada *coal drying chamber* dan dalam kondisi tidak ikut terlarut oleh aliran udara pemanas yang keluar *coal drying chamber*.



**Gambar. 3.1.** Skema Sistem Pengering Batubara *Fluidized Bed Coal Dryer*

### 3.2 *Preprocessing*

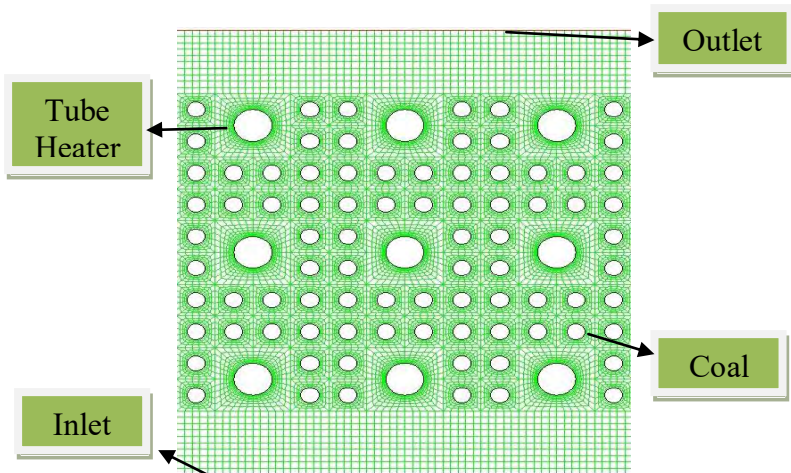
*Preprocessing* dilakukan sebagai metode awal dalam penelitian untuk membangun dan menganalisa sebuah model komputasi (*CFD*). Tahapan *Preprocessing* terdiri dari beberapa sub-tahapan antara lain: pembuatan geometri, penentuan domain, pembuatan *meshing* dan penentuan parameter-parameter yang digunakan.

### 3.2.1 Domain Pemodelan *Coal Drying Chamber*

Geometri yang dibentuk dalam penelitian ini adalah geometri *coal drying chamber* disertai *tube heater* dengan susunan *aligned*. Pemodelan geometri dilakukan dengan menggunakan *software Gambit 2.4.6*. Batubara sebagai objek proses pengeringan dimodelkan tersusun secara merata di sekitar *tube heater* yang berada di dalam *coal drying chamber*.

**Tabel 3.1** Geometri Drying Chamber

Drying Chamber	
Parameter	Dimensi (inchi)
Diameter Bed	6
Diameter tube	0.5
Pitch Tube	2
Tinggi	7
Diameter Batubara	0.236



**Gambar 3.2** Geometri 2D Fluidized Coal Dryer

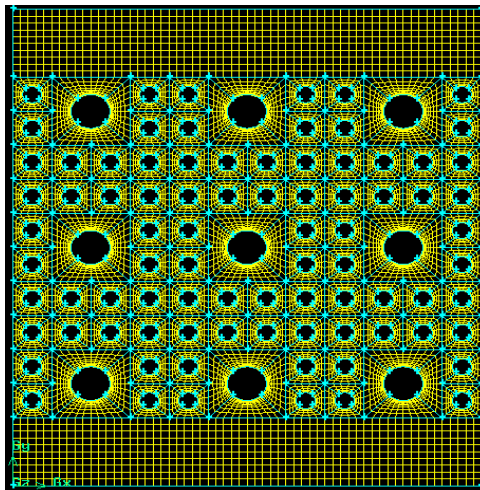
### 3.2.2 Variabel Penelitian Umum

Dalam suatu penelitian diperlukan variabel-variabel yang terkait di dalamnya. Hal ini dimaksudkan agar penelitian mempunyai arah dan tujuan yang jelas mengenai hubungan yang akan dicari dalam suatu penelitian. Variabel-variabel yang akan ditentukan antara lain :

- Variabel bebas : Temperatur Air Heater
- Variabel terkontrol : Domain *drying chamber*, *Pitch tube*, Ukuran Batubara

### 3.2.3 Meshing

Bidang atau volum yang diisi oleh fluida dibagi menjadi sel-sel kecil (*meshing*) sehingga kondisi batas dan beberapa parameter yang diperlukan dapat diaplikasikan ke dalam elemen-elemen kecil tersebut. Bentuk *mesh* yang dipilih adalah *hex-map*. Berikut adalah gambar *meshing* untuk pemodelan 2D



**Gambar 3.3** Meshing pada Drying Chamber (2D-flow)



Proses meshing dilakukan dengan merapatkan *meshing* pada daerah yang dekat dengan permukaan batubara dan permukaan *tube heater*. Perapatan *meshing* pada bagian geometri tertentu dilakukan untuk meningkatkan ketelitian hasil simulasi. Pengaturan kerapatan meshing dilakukan dengan mengubah aspect ratio dari meshing di sekitar *tube heater* dan batubara. Fenomena dan karakteristik aliran yang dianalisa secara mendalam adalah daerah sekitar permukaan batubara dan permukaan *tube heater*. Setelah proses meshing, dilakukan pengubahan format model dengan melakukan proses ekspor *file* ke bentuk format \*.msh pada *software FLUENT 6.3.26*.

### 3.3 Processing


Pada tahapan Processing penelitian dilakukan dengan menggunakan *software FLUENT 6.3.26* yang terdiri dari tahapan dibawah ini.


Memilih Solver


Pada saat membuka FLUENT terdapat pilihan untuk menggunakan *solver 2D/3D* dengan keakuratan tunggal atau ganda (*single precision/double precision*). Secara umum, *solver single precision* cukup akurat untuk berbagai kasus sehingga dalam penelitian ini digunakan *solver single precision*.

- Memilih Formulasi Solver

Fluent menyediakan tiga formulasi *solver*, yaitu:

 *Segregated*

 *Coupled Implisit*

 *Coupled Eksplisit*

Formulasi *solver segregated* dan *coupled* mempunyai perbedaan pada cara penyelesaian persamaan kontinuitas, momentum, dan energi. *Solver segregated* menyelesaikan persamaan tersebut secara bertahap (terpisah antara satu persamaan dengan persamaan yang lain), sementara *solver coupled* menyelesaikan

semua persamaan tersebut secara bersamaan<sup>1</sup>. Solver *coupled implicit* dan *eksplisit* sendiri mempunyai perbedaan pada cara melinierkan persamaan yang akan diselesaikan. Pada penelitian ini digunakan solver segregated untuk menyelesaikan persamaan yang ada.

- Pemilihan Spesies

Pada penelitian ini juga digunakan pemodelan spesies transport. Pemodelan Spesies transport digunakan untuk memodelkan kondisi perpindahan massa yang terjadi pada permukaan batubara yang mengandung fraksi massa air ( $H_2O$ ).

- Pemilihan Turbulence Modelling

Referensi penentuan Turbulence Modelling pada penelitian ini mengacu pada penelitian terdahulu yang dilakukan oleh **Sarjono (2007)[8]**. Pada penelitian terdahulu digunakan Turbulence modelling *realizable k-epsilon model*. Sehingga model turbulence ini digunakan sebagai acuan peneliti dalam pengambilan data.

- Pemilihan Operating Condition

Setelah melakukan pemilihan turbulence modeling, pengaturan operating condition menjadi penting untuk dilakukan pada proses selanjutnya. Kondisi operasi yang digunakan dalam penelitian ini adalah tekanan operasi pada saat fluidized bed dryer digunakan untuk mengeringkan batubara. Pada penelitian ini tekanan operasi yang digunakan adalah 101325 Pa.

- Boundary Condition

Dalam mendefinisikan suatu kasus, harus memasukkan informasi pada variabel aliran pada domain kasus tersebut. Data yang diperlukan pada batas tergantung dari tipe kondisi batas yang digunakan. Dalam simulasi ini menggunakan batas kondisi yang ditampilkan pada **tabel 3.2**

---

<sup>1</sup> Dasar-dasar CFD menggunakan FLUENT (Firman Tuakia., 2008)

**Tabel 3.2** Boundary Condition Drying Chamber

Boundary Condition	Keterangan
Inlet	Tipe : Velocity Inlet Temperatur : 316 K, 327 K, 339 K Kecepatan : 14.42 m/s (arah sumbu-y)
Outlet	Tipe : Outflow
Chamber Wall	Tipe : Wall
Wall Tube	Tipe : Wall Temperatur : 348 K
Coal	Tipe : Wall Temperatur : 301 K Fraksi massa : 0.22

Dalam simulasi ini akan divariasikan temperatur inlet sebesar 316 K, 327 K, dan 339 K. Dengan variasi tersebut, diharapkan dapat dilakukan analisa drying rate yang menunjukkan karakteristik sebuah proses pengeringan di dalam *drying chamber* pada *fluidized bed coal dryer* dengan *tube heater* yang tersusun secara *aligned*. Pada kondisi sebelum masuk *air heater*, udara yang disuplai menuju *drying chamber* dalam kondisi udara di wilayah Surabaya dengan temperature 27°C serta kelembaban relatif 73% dan moisture content 0.01659  $\frac{\text{Kg water}}{\text{Kg air}}$  (BMKG Republik Indonesia).

Dalam penelitian mengenai karakteristik pengeringan pada *drying chamber* kecepatan minimum fluidisasi atau *minimum fluidization velocity* adalah faktor kecepatan yang penting untuk diketahui. Faktor-faktor yang mempengaruhi besarnya kecepatan minimum fluidisasi seperti dinyatakan dalam persamaan Ergun adalah diameter partikel, viskositas udara, percepatan gravitasi dan berat jenis partikel, dan biasanya persamaan yang banyak dipakai dalam penelitian fluidized bed ini

tidak memperhitungkan gaya antar partikel, dan dimana rongga udara (voidage) pada saat terjadi fluidisasi dapat diabaikan.

Penelitian mengenai kecepatan minimum fluidisasi pernah dilakukan oleh **Irhan Febrijanto 2010 [14]** yang meneliti mengenai pengaruh diameter partikel dan gaya antar partikel terhadap kecepatan minimum fluidisasi. Berdasarkan penelitian yang ada, kecepatan fluidisasi minimum dapat dihitung dengan persamaan :

$$v = \frac{dp^2(\rho p - \rho f)g}{1650 \pi}$$

Dimana:

$dp$  = Diameter batubara / 6 (mm)

$\rho p$  = Massa jenis batubara /  $1350 \left(\frac{\text{kg}}{\text{m}^3}\right)$

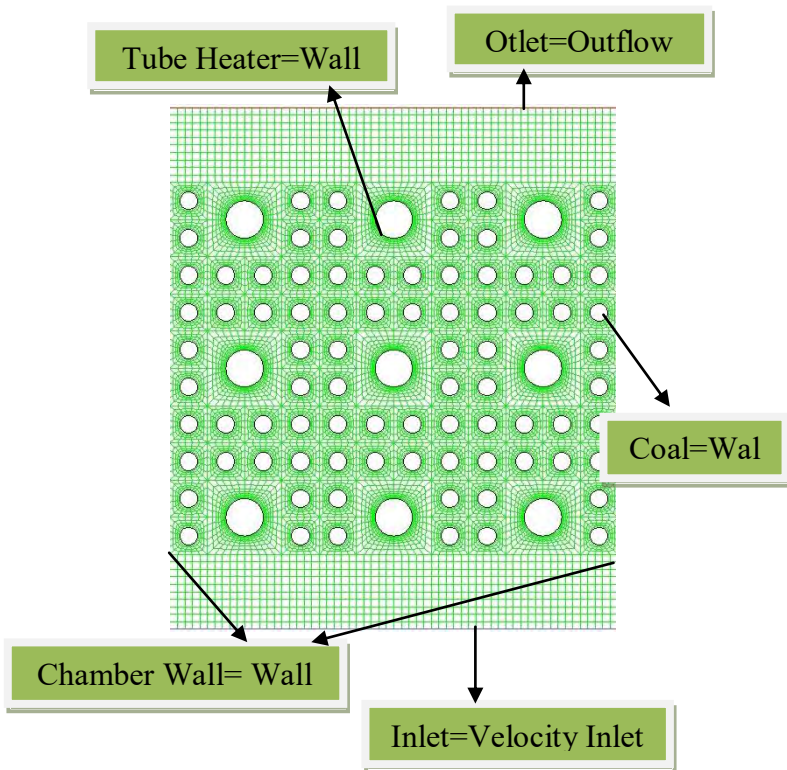
$\rho f$  = Massa jenis udara /  $1.062 \left(\frac{\text{kg}}{\text{m}^3}\right)$

$g$  = Percepatan gravitasi /  $9.8 \left(\frac{\text{m}}{\text{s}^2}\right)$

$\pi$  = Viskositas absolut /  $2 \times 10^{-5}$  (Pa.sec)

$$v = \frac{(6 \times 10^{-3})^2 (1350 - 1.062) 9.8}{1650 (2 \times 10^{-5})}$$

$$v = 14.42 \text{ m/s (Kecepatan Fluidisasi Minimum)}$$



**Gambar 3.4** Boundary Condition pada Drying Chamber

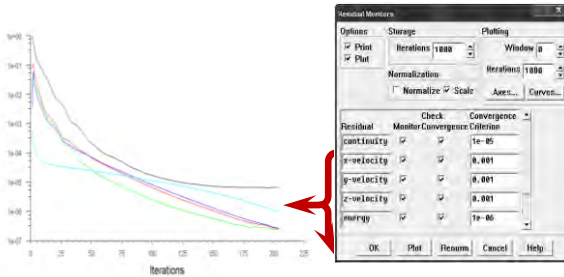
- Intialize

*Initialize* merupakan tebakan awal agar lebih memudahkan proses iterasi untuk mencapai kondisi konvergen.

- Iterasi

Yaitu proses perhitungan yang berulang-ulang dari kondisi batas yang diberikan sampai konvergensi tercapai. Untuk menyimpulkan hasil iterasi telah konvergen atau belum tidak hanya cukup dengan mengamati level residual, tapi juga harus mengamati kesetimbangan/ balans massa dan energi. Terdapat metode yang umum dipakai untuk mengecek konvergensi hasil

iterasi, yaitu Residual Konvergensi. Residual Konvergen adalah berhentinya iterasi karena sudah mencapai kriteria konvergensi yang kita tentukan.



**Gambar 3.5** Kriteria Konvergensi

Nilai residual yang digunakan dalam mengatur tingkat ketelitian iterasi pada penelitian ini adalah  $10^{-3}$  untuk persamaan dasar yang digunakan dalam penyelesaian penelitian.

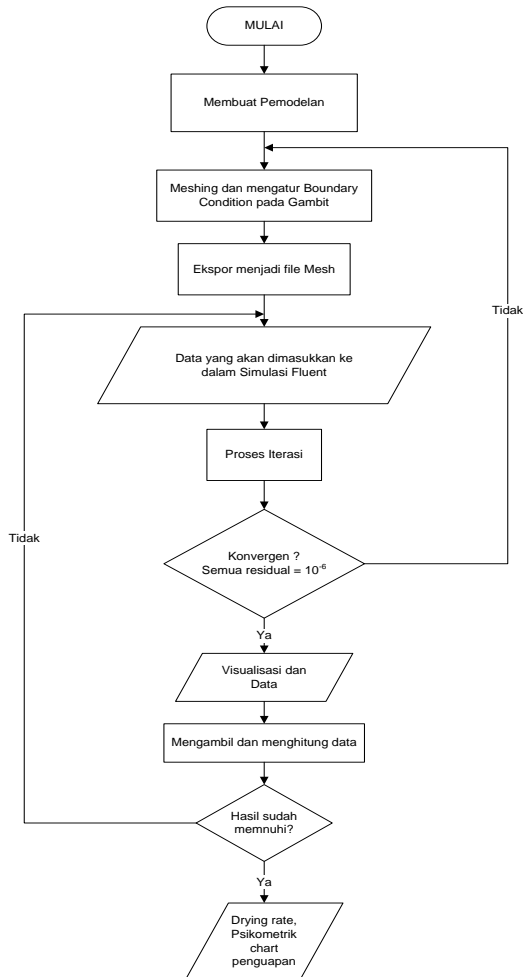
### 3.4 Postprocessing

Setelah solusi numerik didapatkan dapat dilihat data kualitatif berupa kontur temperatur dan kontur fraksi massa dalam *drying chamber fluidized bed coal dryer* dengan *tube heater* yang tersusun secara *aligned*. Data kualitatif yang diperoleh akan dianalisa untuk melihat karakteristik pengeringannya.

Data kuantitatif didapatkan dengan melakukan ekstraksi data pada hasil simulasi. Pada penelitian ini data-data yang diperoleh berupa fraksi massa  $H_2O$  rata-rata ( $\bar{Y}$ ), temperatur ( $T$ ), koefisien perpindahan panas rerata ( $\bar{h}$ ), koefisien difusi massa ( $D_{AB}$ ), konduktifitas panas fluida ( $k$ ), massa jenis ( $\rho$ ) dan panas spesifik ( $C_p$ ). Data-data ini diolah dengan software Microsoft Excel 2007 untuk mendapatkan laju pengeringan produk dan perubahan *moisture content* produk terhadap waktu.

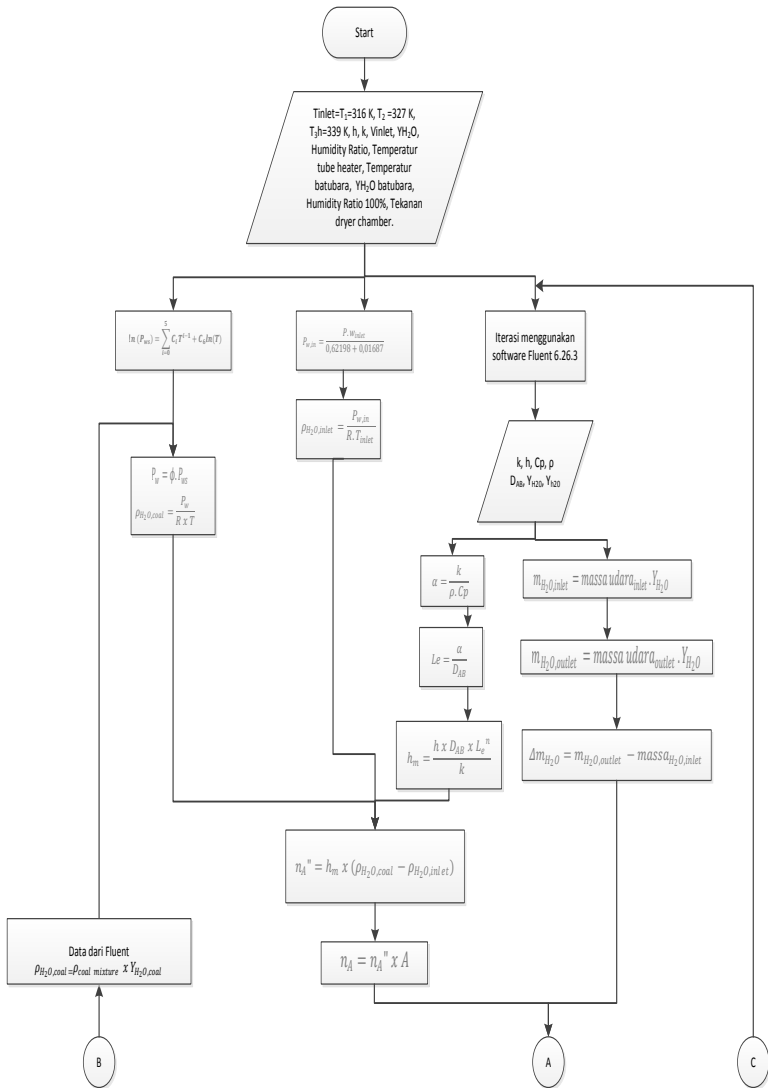
### 3.5 *Flowchart Metode Penelitian*

Berikut ini adalah metode penelitian yang dipakai dalam penelitian karakteristik pengeringan batubara pada *fluidized bed coal dryer* dengan *tube heater* yang tersusun *aligned*.

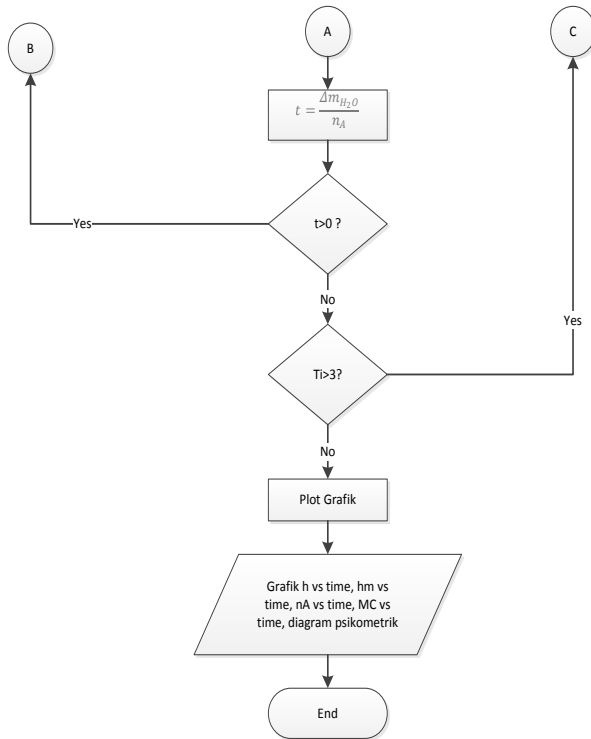


**Gambar 3.6** Flowchart metodologi penelitian

### 3.6 Flowchart Metode Perhitungan Data







**Gambar 3.7** Flowchart metodologi perhitungan

*( halaman ini sengaja dikosongkan )*

## BAB IV ANALISA DATA DAN DISKUSI

### 4.1 Contoh Perhitungan

Pada penelitian ini proses simulasi dilakukan dengan memvariasikan temperatur udara pemanas (*air heater*). Temperatur udara pemanas divariasikan nilainya, yaitu  $316^0\text{K}$  ;  $327^0\text{K}$  ;  $339^0\text{K}$ . Simulasi yang dilakukan dengan variasi temperatur air heater mendapatkan beberapa data utama yang akan digunakan untuk analisa selanjutnya. Analisa data hasil simulasi dilakukan dengan menggunakan formulasi yang sesuai dengan teori penelitian terkait. Berikut adalah contoh perhitungan yang digunakan.

Dalam contoh perhitungan ini, akan menggunakan data sebagai berikut :

No.	Properti (besaran)	Nilai
1.	Temperatur inlet	327 K
2.	Velocity Inlet	14,43 m/s
3.	Fraksimassa inlet	0,01659
4.	Humidity ratio (w) inlet	0,01687
5.	Temperatur tube heater	348 K
6.	Temperatur coal	301 K
7.	Fraksimassa H <sub>2</sub> O coal	0,22
8.	Humidity Relative H <sub>2</sub> O pada coal	100 %
9.	Tekananpadaruangpengeringan	101325 Pa
10.	Konstanta gas ideal	461,5 J/deg.kg

Menghitung Density H<sub>2</sub>O padapermukaan Batubara.

- Tekanan Parsial H<sub>2</sub>O padapermukaan batubara :

$$\ln(P_{ws}) = \sum_{i=0}^5 C_i T^{i-1} + C_6 \ln(T)$$

Bahwa :

$$\begin{aligned} C_0 &= -5,8002206 \times 10^3 \\ C_1 &= 1,3914993 \\ C_2 &= -4,8640239 \times 10^{-2} \\ C_3 &= 4,1764768 \times 10^{-5} \\ C_4 &= -1,4452093 \times 10^{-8} \\ C_5 &= 0 \\ C_6 &= 6,5459673 \end{aligned}$$

Dengan temperatur permukaan batubara 301 K, maka didapatkan

$$\begin{aligned} P_{ws} &= \exp[\ln(P_{ws})] \\ P_{ws} &= \exp[48,229] \\ P_{ws} &= 3749,27 \text{ Pa} \end{aligned}$$

- Tekanan uap air

$$\begin{aligned} P_w &= \phi \cdot P_{ws} \\ P_w &= 1 \times 3749,27 \\ P_w &= 3749,27 \text{ Pa} \end{aligned}$$

- Density pada permukaan batubara

$$\begin{aligned} \rho_{H_2O, coal} &= \frac{P_w}{R \times T} \\ \rho_{H_2O, coal} &= \frac{3749,27 \text{ Pa}}{461,5 \frac{J}{deg. kg} \times 301 \text{ K}} \\ \rho_{H_2O, coal} &= 0,02699 \text{ kg/m}^3 \end{aligned}$$

- Menghitung Density H<sub>2</sub>O pada udara inlet.

Tekanan udara inlet

$$P_{w,in} = \frac{P \cdot w_{inlet}}{0,62198 + 0,01687}$$

$$P_{w,in} = \frac{101325 \cdot 0,01687}{0,62198 + 0,01687}$$

$$P_{w,in} = 2675,67 \text{ Pa}$$

- Density uap air (H<sub>2</sub>O) pada udara inlet

$$\rho_{H_2O,inlet} = \frac{P_{w,in}}{R \cdot T_{inlet}}$$

$$\rho_{H_2O,inlet} = \frac{2675,67}{461,5316}$$

$$\rho_{H_2O,inlet} = 0,018347374 \text{ kg/m}^3$$

- Perhitungan setelah Running Fluent

Setelah melakukan proses running Fluent 6.3.26 dengan Boundary condition yang sudah ditentukan pada Bab III, didapatkan data-data sebagai berikut :

$$\text{Koefisien konveksi (h)} = 583.6017 \text{ W/m}^2 \cdot \text{K}$$

$$\text{Konduktivitas termal (k)} = 0,0454 \text{ W/m.K}$$

$$\text{Density } (\rho)_{\text{pada coal}} = 1.064064 \text{ kg/m}^3$$

$$\text{Specific heat (Cp)}_{\text{pada coal}} = 1059.716 \text{ J/kg.K}$$

$$\text{Binary Diffusion coefficient (D}_{AB}) = 2,88 \times 10^{-5} \text{ m}^2/\text{s}$$

Fraksi massa pada permukaan batubara  $(Y_{H_2O})_{coa} = 0.05288542$

Fraksi massa outlet  $(Y_{H_2O})_{outlet} = 0.05301155$

Dari data-data tersebutakan dilakukan perhitungan :

- Thermal Diffusivity ( $\alpha$ )

$$\alpha = \frac{k}{\rho \cdot Cp}$$

$$\alpha = \frac{0,0454 \frac{W}{m \cdot K}}{1.064064 \frac{kg}{m^3} \cdot 1059.716 \frac{J}{kg \cdot K}}$$

$$\alpha = 0.0000402623028433171$$

- Lewis Number (Le)

$$Le = \frac{\alpha}{D_{AB}}$$

$$Le = \frac{4,0262302 \times 10^{-5} m^2/s}{2,88 \times 10^{-5} m^2/s}$$

$$Le = 1,398$$

- Koefisien Perpindahan Massa secara Konveksi ( $h_m$ )

$$h_m = \frac{h \times D_{AB} \times Le^n}{k}$$

$$h_m = \frac{583.6017 \frac{W}{m^2 \cdot K} \times 2,88 \times 10^{-5} \frac{W}{m^2 \cdot K} \times 1,398^{\frac{1}{3}}}{0,0454 \frac{W}{m \cdot K}}$$

$$h_m = 0,4140 m/s$$

- Laju Flux Massa atau LajuPengeringan ( $n_A''$ )

$$n_A'' = h_m \times (\rho_{H_2O,coal} - \rho_{H_2O,inlet})$$

$$n_A'' = 0,4140 \text{ m/s} \times (0,02699 \text{ kg/m}^3 - 0,017730 \text{ kg/m}^3)$$

$$n_A'' = 0,00383331 \text{ kg/m}^2$$

- LajuPerpindahan Massa ( $N_A''$ )

$$n_A = n_A'' \times A$$

$$n_A = 0,00383331 \text{ . s} \times 4 \cdot \pi \cdot r^2$$

$$n_A = 0,00383331 \text{ . s} \times 4,3,14 \cdot (0,003)^2$$

$$n_A = 4,33 \times 10^{-7} \text{ kg/s}$$

- Massa  $H_2O$  pada Inlet

Dengan asumsi massa udara yang masuk ke *drying chamber* adalah 1 kg, maka mengetahui massa uap air yang terkandung dalam udara tersebut adalah :

$$m_{H_2O,inlet} = \text{massa udara}_{inlet} \cdot Y_{H_2O}$$

$$m_{H_2O,inlet} = 1 \text{ kg} \cdot 0,01659 \frac{\text{kg Uap Air}}{\text{kg Udara}}$$

$$m_{H_2O,inlet} = 0,01659 \frac{\text{kg Uap Air}}{\text{kg Udara}}$$

- Massa  $H_2O$  pada Outlet

Massa udara yang keluar dari *drying chamber* adalah sama dengan massa udara yang masuk, karena berlaku hukum konservasi massa. Sehingga massa uap air pada outlet adalah

$$m_{H_2O,outlet} = massa\ udara_{outlet} \cdot Y_{H_2O}$$

$$m_{H_2O,inlet} = 1\ kg \cdot 0.05301155 \frac{kg\ Uap\ air}{kg\ Udara}$$

$$m_{H_2O,Outlet} = 0.05301155 \frac{kg\ Uap\ Air}{kg\ Udara}$$

- Massa H<sub>2</sub>O yang dibawa oleh Udara Pengering

$$\Delta m_{H_2O} = m_{H_2O,outlet} - massa_{H_2O,inlet}$$

$$\Delta m_{H_2O} = (0.05301155 - 0.01659) kg\ uap\ air$$

$$\Delta m_{H_2O} = 0.0364 \frac{kg\ Uap\ Air}{kg\ Udara}$$

- Massa H<sub>2</sub>O pada Permukaan batubara awal dengan asumsi batubara yang diumpankan ke drying chamber adalah sebesar 1 kg batubara, maka massa air yang terkandung dalam batubara adalah :

$$m_{H_2O,coal} = Y_{H_2O\ coal} \cdot massa\ batubara$$

$$m_{H_2O,coal} = 0.22 \frac{kg\ Uap\ Air}{kg\ Batubara} \times 1\ kg\ batubara$$

$$m_{H_2O,coal} = 0.22 \frac{kg\ Uap\ Air}{kg\ Batubara}$$



- Massa  $H_2O$  pada Permukaan Batubara Akhir

$$m_{H_2O, coal \text{ akhir}} = m_{H_2O, coal} - \Delta m_{H_2O}$$

$$m_{H_2O, coal \text{ akhir}} = 0.22 \frac{kg \text{ Uap Air}}{kg \text{ Batubara}} - 0,0364 \frac{kg \text{ Uap Air}}{kg \text{ Udara}}$$

- Waktu Pengeringan (t)

$$t = \frac{\Delta m_{H_2O}}{n_A}$$

$$t = \frac{0,0364 \text{ kg uap air}}{4,33 \times 10^{-7} \text{ kg/s}}$$

$$t = 84052 \text{ sekon}$$

- Boundary Condition untuk simulasi selanjutnya digunakan temperatur dan fraksi massa yang terukur dari simulasi sebelumnya menggunakan Fluent 6.3.26.

## 4.2 Analisa Kualitatif Karakteristik Pengeringan pada Fluidized Bed Coal Dryer

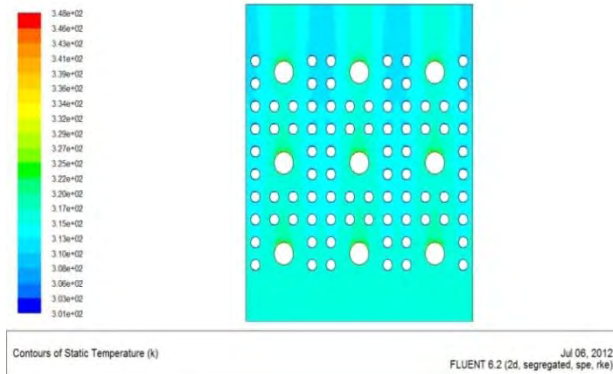
Penelitian berbasis simulasi dengan menggunakan metode komputasi fluida (CFD) memiliki beberapa kelebihan dibandingkan dengan penelitian lewat eksperimen biasa. Pada penelitian dengan simulasi numerik dapat diketahui profil kontur selama dilakukannya pengambilan data. Kontur karakteristik pengeringan batubara menunjukkan fenomena yang terjadi selama penelitian secara kualitatif. Pada penelitian ini akan dianalisa kontur temperatur dan fraksi massa air di dalam ruangan fluidized bed coal dryer dengan susunan tube heater aligned untuk mengetahui karakteristik pengeringan batubara.

#### 4.2.1 Analisa Kontur Temperatur terhadap Variasi Temperatur Air Heater

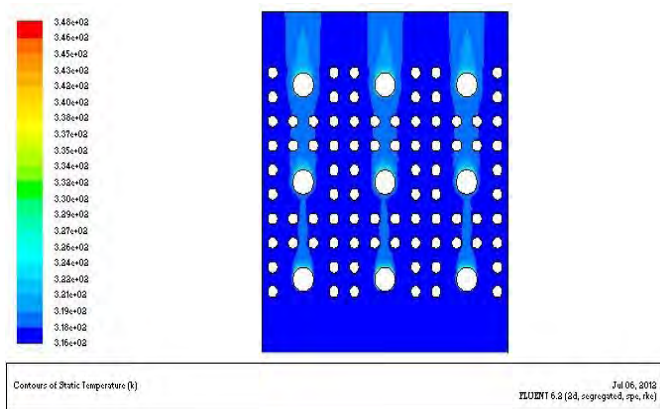
Parameter penelitian yang digunakan dalam penelitian ini adalah variasi pada temperatur air heater. Peningkatan temperatur air heater dapat berimbas dengan adanya peningkatan temperatur di dalam ruang pengeringan di dalam *fluidized bed coal dryer*. Oleh karena itu, dalam penelitian ini salah satu kontur yang perlu dianalisa adalah kontur temperatur di sepanjang ruangan (chamber) *fluidized bed coal dryer*.

##### I. Kontur Temperatur pada temperatur air heater 316K

Berdasarkan kenampakan kontur temperatur di dalam *drying chamber fluidized bed coal dryer* dapat dilihat bahwa terdapat perubahan temperatur ruangan yang signifikan antara kontur pada iterasi pertama terhadap iterasi terakhir. Temperatur ruangan pada kondisi awal relatif lebih tinggi daripada kondisi iterasi terakhir. Proses pengeringan dengan melibatkan proses perpindahan massa uap air dari batubara terhadap udara pengeringan mengakibatkan turunnya temperatur pada ruangan *fluidized bed coal dryer* pada iterasi terakhir.



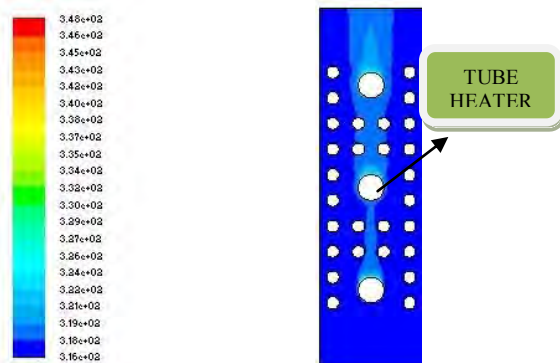
(a)



(b)

**Gambar 4.1** Kontur Temperatur pada variasi Temperatur Inlet 316 K

(a) Hasil iterasi Pertama dan (b) Hasil iterasi terakhir



**Gambar 4.2** Kontur Temperatur pada daerah sekitar Tube heater variasi Temperatur Inlet 316 K iterasi terakhir

Pada penelitian ini juga dapat diamati pengaruh pemakaian tube heater pada *fluidized bed coal dryer* yang tersusun secara aligned. Pada iterasi simulasi terakhir secara umum menunjukkan penurunan temperatur sepanjang *chamber fluidized bed coal dryer*, akan tetapi pada daerah sekitar tube heater penurunan temperatur tidak terjadi secara signifikan. Hal ini sangat bermanfaat dalam peningkatan performa pengeringan batubara di dalam *fluidized bed coal dryer*.

Proses *heating* yang dilakukan dengan tube heater pada *fluidized bed coal dryer* dapat mengurangi kelembaban relatif dari udara pengeringan sehingga dapat meningkatkan karakteristik pengeringan batubara. Proses *heating* dengan susunan tube heater aligned dapat dikatakan tidak merata, dalam melakukan pengeringan udara pengering yang sudah jenuh. Sehingga nampak bahwa proses *heating* pada udara hanya terjadi pada daerah tube heater dan mengarah vertikal. Secara umum fenomena peningkatan karakteristik pengeringan dengan tube heater tersusun aligned berlaku untuk semua nilai temperatur inlet dalam penelitian ini

Secara teoritis fenomena turunnya temperatur *drying chamber fluidized bed coal dryer* dapat dikaitkan dengan terjadinya penurunan *drying rate* di dalam *fluidized bed coal dryer*. Turunnya temperatur ruangan akan menurunkan nilai koefisien perpindahan panas. Nilai koefisien perpindahan panas menentukan nilai koefisien perpindahan massa sesuai dengan persamaan

$$Q = h \times A \times (T_{\text{udara}} - T_{\text{coal}}) \dots \dots \dots (4.1)$$

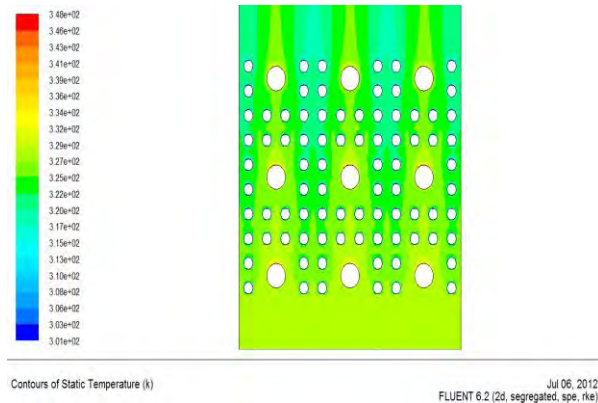
Nilai Koefisien konveksi ( $h$ ) akan turun apabila perbedaan temperatur antara batubara dengan udara pengering juga makin turun.

$$h_m = \frac{h \times Le^n \times Da}{k} \dots\dots\dots(4.2)$$

dimana :        h        : Koefisien Perpindahan Panas  
                   Le        : Lewis Number  
                   Da        : Koefisien binary diffusion

Turunnya nilai koefisien perpindahan panas akan mengakibatkan turunnya nilai koefisien perpindahan massa. Oleh karena itu fenomena turunnya drying rate akan diikuti dengan turunnya perbedaan suhu antara temperatur udara pengering dengan tempetratur batubara.

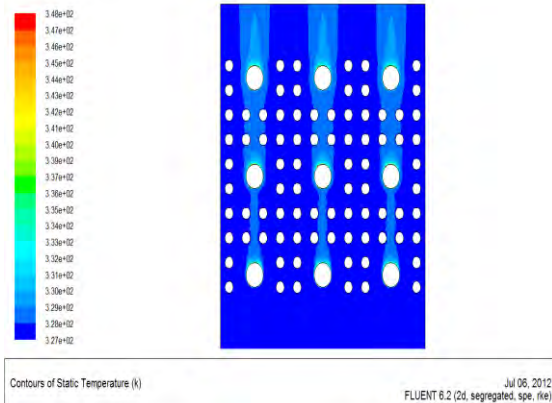
## II. Kontur Temperatur pada temperatur air heater 327K



**Gambar 4.3** Kontur Temperatur pada Variasi Temperatur Inlet 327 K iterasi awal

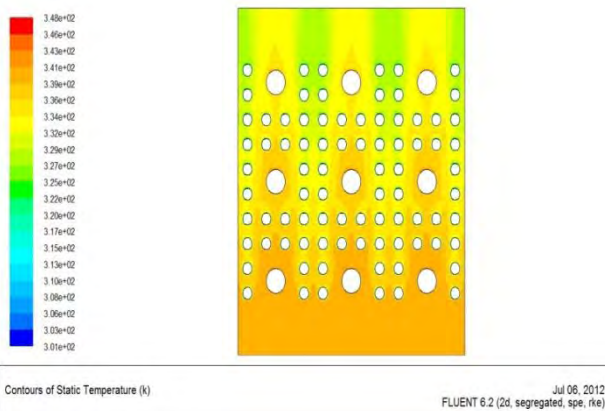
Fenomena turunnya nilai temperatur udara pengering juga dialami pada simulasi dengan menggunakan temperatur udara inlet pada suhu 327 K. Perbedaan yang dapat dilihat dari kontur temperatur 316 K terhadap temperatur 327 K adalah pada kondisi temperatur *chamber* kondisi iterasi pertama, dimana nilai

temperatur *chamber* dengan menggunakan temperatur tube heater 327 K lebih tinggi dibandingkan temperatur *chamber* dengan tube heater 316 K.

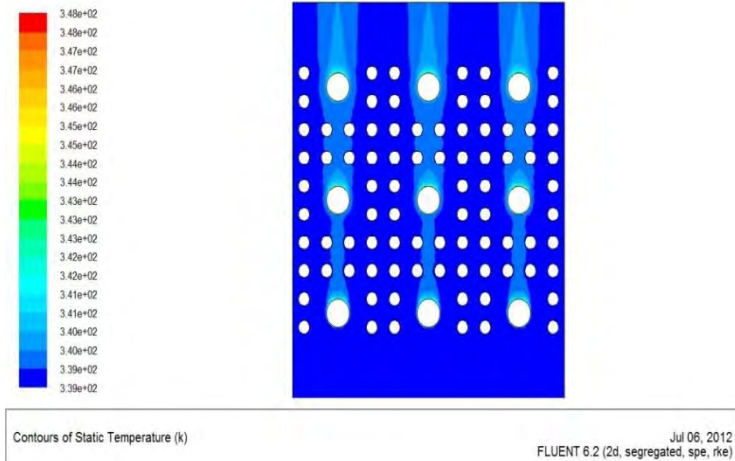


**Gambar 4.4** Kontur Temperatur pada Variasi Temperatur Inlet 327K iterasi terakhir

### III. Kontur Temperatur pada temperatur air heater 339K



**Gambar 4.5** Kontur Temperatur pada Temperatur Inlet 339K iterasi awal



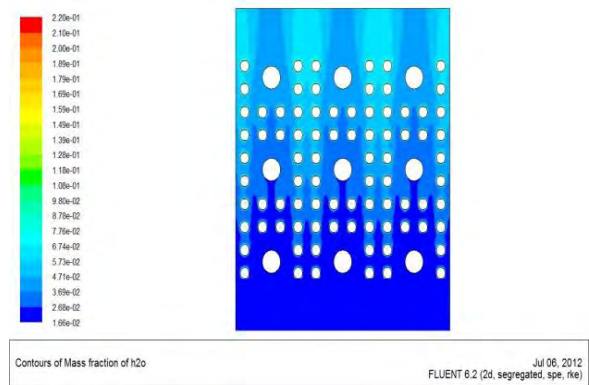
**Gambar 4.6** Kontur Temperatur pada Temperatur Inlet 339K iterasi akhir

Pada hasil simulasi dengan menggunakan temperatur inlet 339 K nilai temperatur udara pengering di sekitar chamber fluidized bed coal dryer mencapai nilai paling tinggi . Fenomena turunnya temperatur pada simulasi terakhir juga terjadi pada simulasi dengan temperatur inlet 339 K.

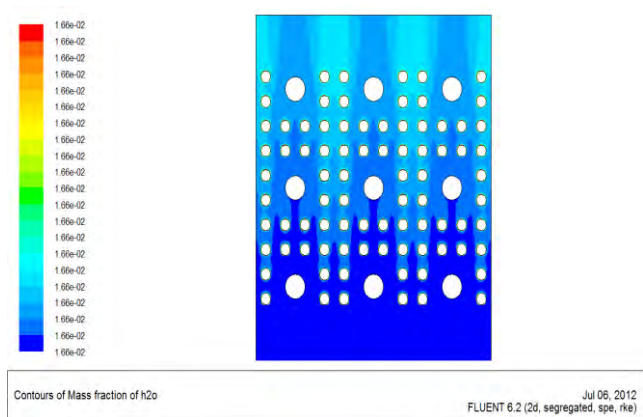
Dari analisa kontur temperatur di dalam chamber fluidized bed coal dryer dapat ditarik kesimpulan bahwa pada semua variabel temperatur yang digunakan pada temperatur inlet mengalami penurunan seiring berjalannya proses pengeringan secara kontinyu pada fluidized bed coal dryer.

4.2.2 Analisa Kontur Fraksi Massa Air terhadap Variasi Temperatur Air Heater

I. Kontur Fraksi Massa Air pada temperatur air heater 316 K



Gambar 4.7 Kontur Fraksi Massa water pada Temperatur Inlet 316K iterasi awal

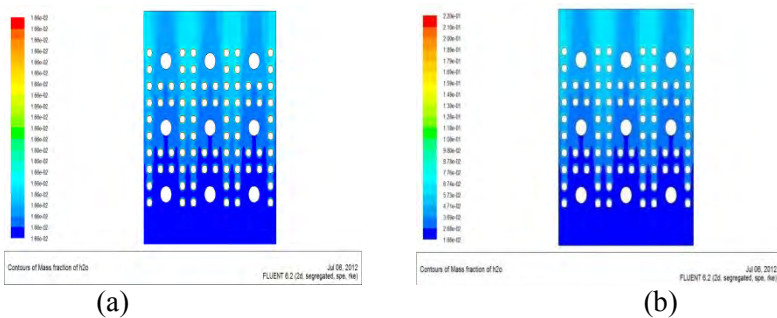


Gambar 4.8 Kontur Fraksi Massa water pada Temperatur Inlet 316K iterasi akhir



Berdasarkan kenampakan kontur perubahan fraksi massa air dalam chamber fluidized bed coal dryer dengan nilai temperatur inlet 316 K tidak menunjukkan perubahan kandungan fraksi massa yang signifikan pada iterasi awal dan iterasi akhir. Hal ini diakibatkan nilai temperatur air heater yang tidak terlalu signifikan dalam meningkatkan karakteristik pengeringan udara pengering batubara.

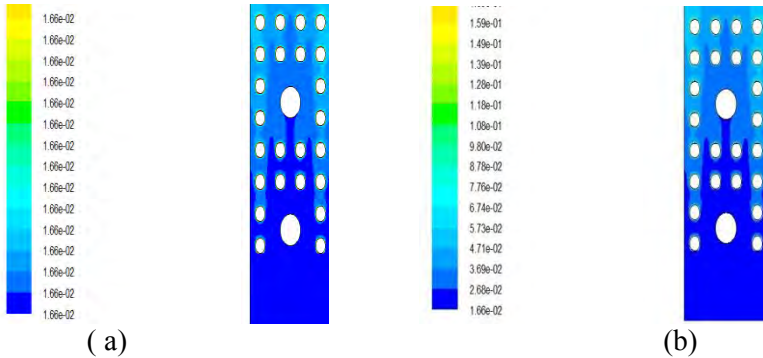
## II. Kontur Fraksi Massa Air pada temperatur air heater 327 K



**Gambar 4.9** Kontur Fraksi Massa water variasi Temperatur Inlet 327 K  
(a) Iterasi awal (b) iterasi akhir

Berdasarkan kenampakan kontur perubahan fraksi massa air dalam chamber fluidized bed coal dryer dengan nilai temperatur inlet 327 K juga tidak menunjukkan perubahan kandungan fraksi massa yang signifikan pada iterasi awal dan iterasi akhir. Hal ini diakibatkan nilai temperatur air heater yang tidak terlalu signifikan dalam meningkatkan karakteristik pengeringan udara pengering batubara.

### III. Kontur Fraksi Massa Air pada temperatur air heater 339 K



**Gambar 4.10** Kontur Fraksi Massa water di sekitar tube heater pada variasi Temperatur Inlet 339K  
(a) Iterasi awal (b) iterasi akhir

Pada temperatur heater 339 K terlihat perubahan fraksi massa air dalam udara pada iterasi terakhir. Fenomena berkurangnya nilai fraksi massa pada air pada udara diakibatkan terjadinya pengurangan kandungan air dari batubara seiring berjalannya proses pengeringan di dalam *fluidized bed coal dryer*. Secara teoritis hubungan antara temperatur pengeringan dengan laju pengurangan fraksi massa air diterangkan dalam persamaan perpindahan panas. Makin tinggi nilai temperatur akan diikuti dengan naiknya proses perpindahan panas.

$$Q = h \times A \times (T_{\text{udara}} - T_{\text{coal}}) \dots \dots \dots (4.3)$$

Naiknya nilai perpindahan panas identik dengan naiknya nilai koefisien perpindahan panas. Koefisien perpindahan panas yang naik akan diikuti dengan peningkatan laju perpindahan

massa air dari batubara menuju udara pengeringan. Oleh karena itu pada kontur temperatur dengan kondisi inlet temperatur 339 K dapat dilihat pengurangan fraksi massa air pada iterasi awal dan iterasi akhir.

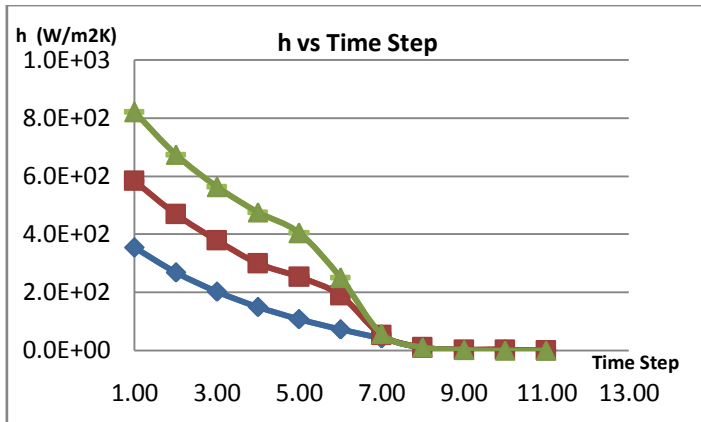
#### **4.3 Analisa Kuantitatif Karakteristik Pengeringan pada Fluidized Bed Coal Dryer**

Berdasarkan data yang didapat dari pengolahan hasil simulasi pada penelitian ini akan dianalisa parameter pengeringan pada *chamber fluidized bed coal dryer*. Parameter pengeringan akan dianalisa secara kuantitatif sehingga dapat dijadikan sumber analisa dalam menentukan karakteristik pengeringan batubara pada *fluidized bed coal dryer* dengan tube *heater* yang tersusun secara *aligned*.

Data yang akan dibahas dalam analisa karakteristik pengeringan pada *fluidized bed coal dryer* dengan tube *heater* yang tersusun secara *aligned* meliputi perubahan beberapa parameter perpindahan massa. Perubahan koefisien perpindahan massa, koefisien perpindahan panas, fluks perpindahan panas dan perubahan moisture content pada batubara adalah parameter pengeringan yang akan diulas secara kuantitatif dari hasil data simulasi yang didapatkan.

Analisa karakteristik pengeringan secara kuantitatif digunakan untuk memperkuat bahasan dalam penelitian ini terkait karakteristik pengeringan yang terjadi pada *fluidized bed coal dryer* dengan tube *heater* yang tersusun secara *aligned*.

#### 4.3.1 Analisa Perubahan Koefisien Perpindahan Panas terhadap Waktu Pengeringan



**Gambar 4.11** Perubahan Koefisien Perpindahan Panas terhadap Waktu Pengeringan

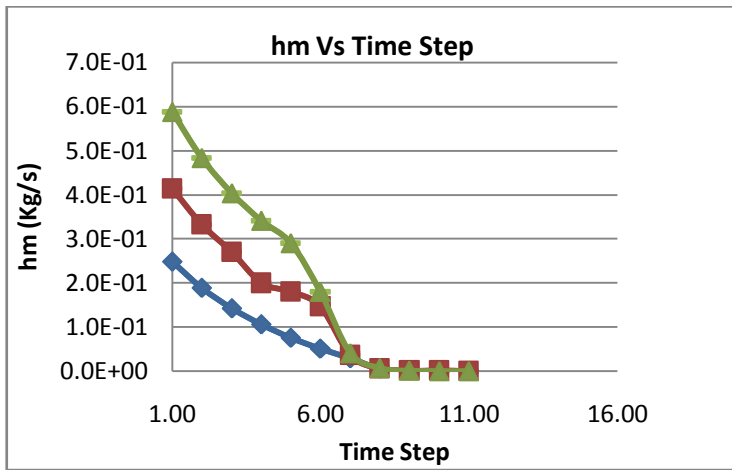
Berdasarkan grafik **4.11** didapatkan trend grafik perubahan koefisien perpindahan panas terhadap waktu pengeringan pada setiap temperatur inlet. Trend grafik memperlihatkan terjadi penurunan yang sangat signifikan pada perubahan koefisien perpindahan panas terhadap waktu. Trend grafik pada ketiga parameter temperatur inlet 316 K, 327 K dan 339 K turun secara linier mulai percobaan awal hingga percobaan ketiga. Grafik mengalami penurunan secara eksponensial pada perubahan koefisien perpindahan panas pada percobaan ketiga hingga percobaan keempat. Pada kondisi percobaan keempat hingga keenam perubahan koefisien perpindahan massa sudah dalam kondisi linier terhadap waktu.

Perubahan koefisien perpindahan panas dari percobaan pertama hingga percobaan ketiga terjadi secara linier menunjukkan bahwa proses perpindahan panas yang terjadi pada kondisi paling

tinggi. Nilai koefisien perpindahan panas terbesar didapatkan pada temperatur inlet 339 K diikuti dengan temperatur inlet 327 K dan 316 K. Nilai koefisien perpindahan panas terbesar dicapai saat temperatur inlet 339 K hal ini dikarenakan adanya perubahan panas yang besar karena selisih temperatur inlet terhadap temperatur batubara bernilai terbesar.

Perubahan koefisien perpindahan panas pada percobaan ketiga hingga keenam terjadi secara linear dan konstan. Hal ini diakibatkan karena selisih temperatur inlet dengan temperatur batubara mulai berkurang. Temperatur batubara mulai mendekati temperatur inlet akibat proses pengeringan yang berjalan secara kontinu.

#### 4.3.2 Analisa Perubahan Koefisien Perpindahan Massa terhadap Waktu Pengeringan



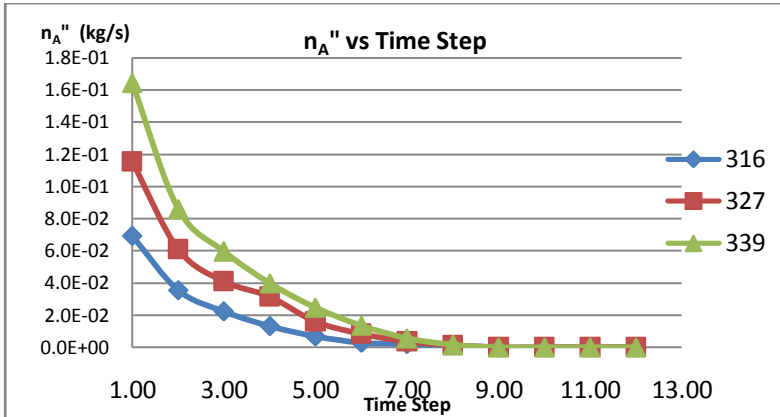
**Gambar 4.12** Perubahan Koefisien Perpindahan Massa terhadap Waktu Pengeringan

Berdasarkan grafik 4.12 didapatkan trend grafik perubahan koefisien perpindahan massa terhadap waktu pengeringan pada setiap temperatur inlet. Trend grafik memperlihatkan terjadi penurunan yang sangat signifikan pada perubahan koefisien perpindahan massa terhadap waktu. Trend grafik pada ketiga parameter temperatur inlet 316 K, 327 K dan 339 K turun secara linier mulai percobaan awal hingga percobaan ketiga. Grafik mengalami penurunan secara eksponensial pada perubahan koefisien perpindahan massa pada percobaan ketiga hingga percobaan keempat. Pada kondisi percobaan keempat hingga keenam perubahan koefisien perpindahan massa sudah dalam kondisi linier dan konstan terhadap waktu.

Trend grafik perpindahan panas identik dengan grafik perpindahan massa pada *fluidized bed coal dryer*. Secara teoritis perpindahan panas akan mempengaruhi nilai perpindahan massa. Nilai koefisien perpindahan panas berbanding lurus dengan perpindahan massa sehingga ketika nilai perpindahan panas meningkat akan diikuti dengan peningkatan perpindahan massa. Perubahan koefisien perpindahan massa dari percobaan pertama hingga percobaan ketiga terjadi secara linier menunjukkan bahwa proses perpindahan massa yang terjadi pada kondisi paling tinggi. Nilai koefisien perpindahan massa terbesar didapatkan pada temperatur inlet 339 K diikuti dengan temperatur inlet 327 K dan 316 K. Nilai koefisien perpindahan massa terbesar dicapai saat temperatur inlet 339 K hal ini dikarenakan adanya perubahan panas yang besar karena selisih temperatur inlet terhadap temperatur batubara bernilai terbesar.

Perubahan koefisien perpindahan massa pada percobaan ketiga hingga keenam terjadi secara linier. Hal ini diakibatkan karena selisih temperatur inlet dengan temperatur batubara mulai berkurang. Temperatur batubara mulai mendekati temperatur inlet akibat proses pengeringan yang berjalan secara kontinu. Pengeringan akan berhenti ketika nilai temperatur dan *moisture content* dari batubara mendekati udara pengering.

### 4.3.3 Analisa Perubahan Fluks Perpindahan Massa terhadap Time Step



**Gambar 4.13** Perubahan Fluks Perpindahan Massa terhadap Time Step

Berdasarkan grafik 4.13 didapatkan trend grafik perubahan fluks perpindahan massa terhadap waktu pengeringan pada setiap temperatur inlet. Trend grafik memperlihatkan terjadi penurunan yang sangat signifikan pada perubahan fluks perpindahan massa terhadap waktu. Trend grafik pada ketiga parameter temperatur inlet 316 K, 327 K dan 339 K turun secara linier mulai percobaan awal hingga percobaan ketiga. Grafik mengalami penurunan secara eksponensial pada perubahan koefisien fluks perpindahan massa pada percobaan ketiga hingga percobaan keempat. Pada kondisi percobaan keempat hingga keenam perubahan fluks perpindahan massa sudah dalam kondisi linier dan konstan terhadap waktu.

Trend grafik fluks perpindahan massa identik dengan grafik koefisien perpindahan massa pada *fluidized bed coal dryer*. Secara teoritis koefisien perpindahan massa akan mempengaruhi

nilai fluks perpindahan massa. Nilai koefisien perpindahan massa berbanding lurus dengan perpindahan massa sehingga ketika nilai perpindahan massa meningkat akan diikuti dengan peningkatan fluks perpindahan massa. Secara teoritis keterkaitan antara koefisien perpindahan massa terhadap fluks perpindahan massa dapat dijelaskan berdadarkan persamaan

$$n_A'' = h_m x (\rho_{H_2O, coal} - \rho_{H_2O, inlet}) \dots \dots \dots (4.4)$$

Perubahan koefisien perpindahan panas dari percobaan pertama hingga pecobaan ketiga terjadi secara linier menunjukkan bahwa proses perpindahan massa pada kondisi paling tinggi. Nilai fluks perpindahan massa terbesar didapatkan pada temperatur inlet 339 K diikuti dengan temperatur inlet 327 K dan 316 K. Nilai koefisien perpindahan massa terbesar dicapai saat temperatur inlet 339 K hal ini dikarenakan adanya perubahan panas yang besar karena selisih temperatur inlet terhadap temperatur batubara bernilai terbesar.

Perubahan fluks perpindahan massa pada percobaan ketiga hingga keenam terjadi secara linier. Hal ini diakibatkan karena selisih temperatur inlet dengan temperatur batubara mulai berkurang. Temperatur batubara mulai mendekati temperatur inlet akibat proses pengeringan yang berjalan secara kontinu. Pengeringan akan berhenti ketika nilai temperatur dan *moisture content* dari batubara mendekati udara pengering. Nilai fluks perpindahan massa akan konstan apabila tidak terjadi lagi proses perpindahan massa.

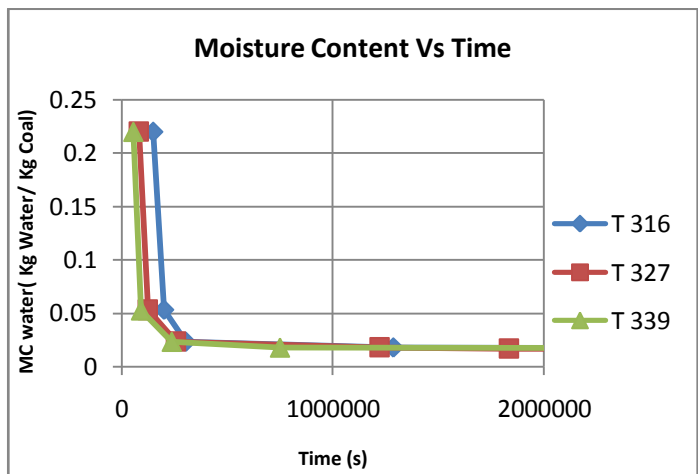
Pada kondisi *moisture content* batubara 0.05 atau 5% maka dapat diketahui kapasitas laju perpindahan massa kandungan air pada batubara. Kapasitas terbesar dicapai oleh temperatur 339 K diikuti temperatur 327K dan 316K.



**Tabel 4.1** Data Kapasitas Perpindahan Massa pada setiap Temperatur Air Heater

<b>T</b>	<b>Kapasitas</b>
<b>K</b>	<b>kg/m .jam</b>
316	12.26
327	21.84
339	33.09

#### 4.3.4 Analisa Perubahan *Moisture Content* Batubara terhadap Time Step



**Gambar 4.14** Perubahan Moisture Content Coal terhadap Time

Berdasarkan grafik 4.14 didapatkan trend grafik perubahan *moisture content coal* terhadap waktu pengeringan pada setiap temperatur inlet. Trend grafik memperlihatkan terjadi penurunan yang sangat signifikan pada perubahan *moisture content coal* terhadap waktu pengeringan. Trend grafik pada

ketiga parameter temperatur inlet 316 K, 327 K dan 339 K turun secara linier mulai percobaan awal hingga percobaan ketiga. Grafik mengalami penurunan secara eksponensial pada perubahan koefisien fluks perpindahan massa pada percobaan ketiga hingga percobaan keempat. Pada kondisi percobaan keempat hingga keenam perubahan *moisture content coal* terhadap waktu pengeringan sudah dalam kondisi linier terhadap waktu.

Trend grafik *moisture content coal* terhadap waktu pengeringan identik dengan grafik koefisien perpindahan massa pada *fluidized bed coal dryer*. Secara teoritis koefisien perpindahan massa akan mempengaruhi nilai fluks perpindahan massa. Nilai koefisien perpindahan massa berbanding lurus dengan *moisture content coal* terhadap waktu pengeringan sehingga ketika nilai perpindahan massa meningkat akan diikuti dengan peningkatan fluks perpindahan massa. Peningkatan perpindahan massa akan diikuti dengan pengurangan *moisture content coal* yang signifikan.

Perubahan fluks perpindahan massa dari percobaan pertama hingga percobaan ketiga terjadi secara linier menunjukkan bahwa proses perpindahan massa pada kondisi paling tinggi. Nilai fluks perpindahan massa terbesar didapatkan pada temperatur inlet 339 K diikuti dengan temperatur inlet 327 K dan 316 K. Nilai koefisien perpindahan massa terbesar dicapai saat temperatur inlet 339 K hal ini dikarenakan adanya perubahan panas yang besar karena selisih temperatur inlet terhadap temperatur batubara bernilai terbesar. Nilai *moisture content coal* juga akan mengalami penurunan yang besar seiring dengan proses perpindahan massa air yang terkandung dalam batubara menuju udara pengering.

Perubahan fluks perpindahan massa pada percobaan ketiga hingga keenam terjadi secara linier. Kondisi fluks perpindahan massa yang konstan dapat dilihat pengaruhnya pada nilai *moisture content coal* yang konstan pada kondisi yang sama. Hal ini diakibatkan karena selisih temperatur inlet dengan temperatur batubara mulai berkurang. Temperatur batubara mulai mendekati temperatur inlet akibat proses pengeringan yang berjalan secara kontinyu. Pengeringan akan berhenti ketika nilai temperatur dan *moisture content* dari batubara mendekati udara pengering.

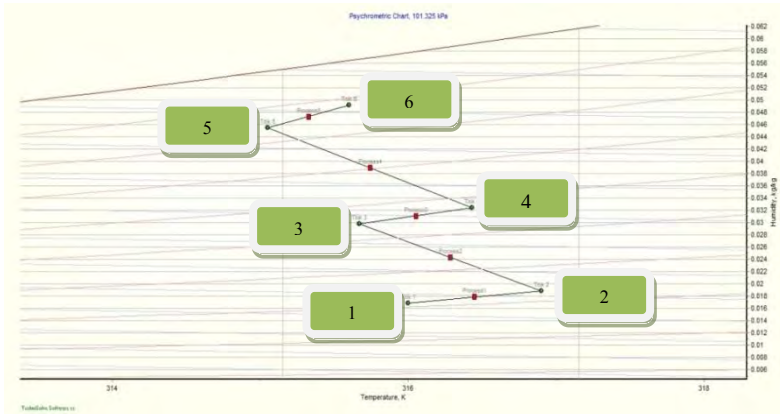
#### **4.4 Analisa Psychrometric Karakteristik Pengeringan pada Fluidized Bed Coal Dryer**

Melakukan analisa psychrometric terhadap penelitian karakteristik pengeringan batubara pada *fluidized bed coal dryer* perlu dilakukan untuk meningkatkan kualitas interpretasi hasil penelitian. Pada penelitian ini akan dianalisa proses pengeringan pada psychrometric chart terutama pada daerah sekitar *tube heater*.

Analisa psychrometric chart pada daerah sekitar *tube heater* dilakukan untuk melihat pengaruh dari konfigurasi tube heater terhadap karakteristik pengeringan pada *fluidized bed coal dryer*. Kemampuan konfigurasi *tube heater* dalam melakukan heating pada udara yang sudah jenuh akan dilihat berdasarkan analisa *psychrometric chart* pada daerah sekitar *tube heater*.

Kemampuan dalam melakukan proses heating menjadi penting untuk dianalisa dalam penelitian ini. Sehingga diharapkan dari adanya penelitian ini akan didapatkan rekomendasi dalam pengembangan teknologi *fluidized bed coal dryer* untuk solusi keterbatasan energi nasional.

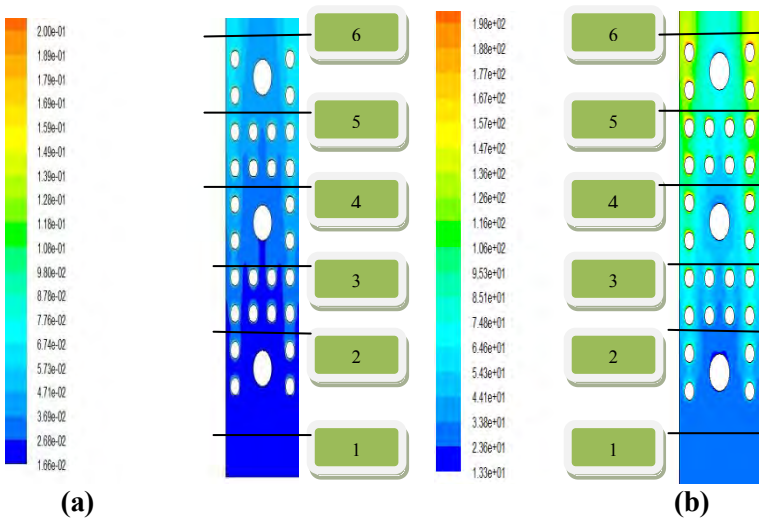
#### 4.4.1 Analisa Psychromtric Chart Tube Heater Temperatur Inlet 316 K



**Gambar 4.15** Psychromtric Chart Temperatur Inlet 316 K

**Tabel 4.2** Data Psychrometric pada Temperatur Air Heater 316<sup>0</sup>K

Posisi	TEMPERATUR (k)	MC <sub>H2O</sub> Udara (Kg H <sub>2</sub> O/Kg Air)	ω (Kg H <sub>2</sub> O/Kg Dry Air)
1	316.00	0.016589997	0.01687
2	316.84	0.018352141	0.01870
3	315.67	0.028937461	0.02980
4	316.43	0.031428238	0.03245
5	315.05	0.043539023	0.04552
6	315.60	0.046877725	0.04918



**Gambar 4.16** Kontur di Daerah Sekitar Tube Heater Temperatur Inlet 316 K

(a) Kontur Moisture Content (b) Kontur Relative Humidity

Berdasarkan psychrometric chart dengan temperatur inlet 316K terdapat beberapa titik yang diambil data propertiesnya untuk dianalisa proses yang terjadi di setiap tahap. Proses yang terjadi dalam psychrometric chart dengan temperatur inlet 316K antara lain

**1. Proses I** :Proses ini ditandai dengan meningkatnya temperatur udara pengering yang diikuti dengan meningkatnya nilai *humidity ratio* dalam udara pengering. (Garis 1-Garis 2)

**2. Proses II** :Proses penyerapan moisture content batubara yang diikuti dengan naiknya nilai humidity ratio dan turunnya temperatur udara pengering. Proses perpindahan *moisture content* batubara ke udara pengering terjadi akibat *Relative Humidity* dari

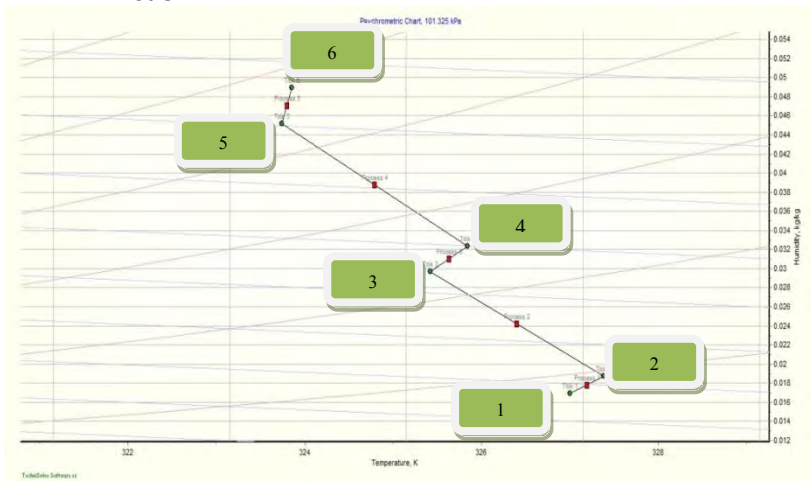
udara yang lebih kecil dibandingkan batubara. (Garis 2-Garis 3)

**3.Proses III** :Proses peningkatan temperatur udara pengering dengan diikuti naiknya nilai *humidity ratio* dalam udara pengering akibat akumulasi *moisture content* batubara .(Garis 3-Garis 4)

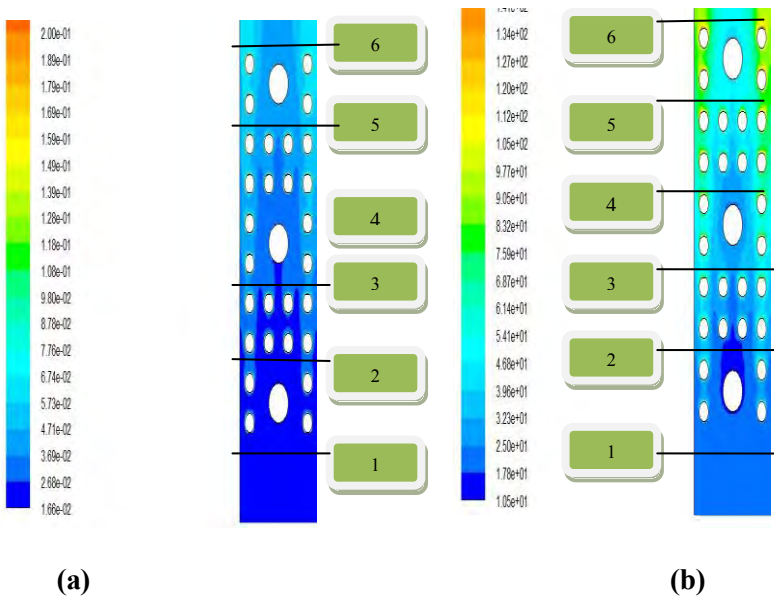
**4.Proses IV** :Proses penyerapan *moisture content* batubara yang diikuti dengan naiknya nilai *humidity ratio* dan turunnya temperatur udara pengering.Proses perpindahan *moisture content* batubara ke udara pengering terjadi akibat *Relative Humidity* dari udara yang lebih kecil dibandingkan batubara.(Garis 4- Garis 5)

**5.ProsesV** :Proses peningkatan temperatur udara pengering dengan diikuti naiknya nilai *humidity ratio* dalam udara pengering akibat akumulasi *moisture content* batubara .(Garis 5-Garis 6)

#### 4.4.2 Analisa Psychromtric Chart Tube Heater Temperatur Inlet 327 K



**Gambar 4.17** Psychromtric Chart Temperatur Inlet 327 K



**Gambar 4.18** Kontur di Daerah Sekitar Tube Heater Temperatur Inlet 327 K

(a)Kontur Moisture Content (b) Kontur Relative Humidity

**Tabel 4.3** Data Psychrometric pada Temperatur Air Heater 327<sup>0</sup>K

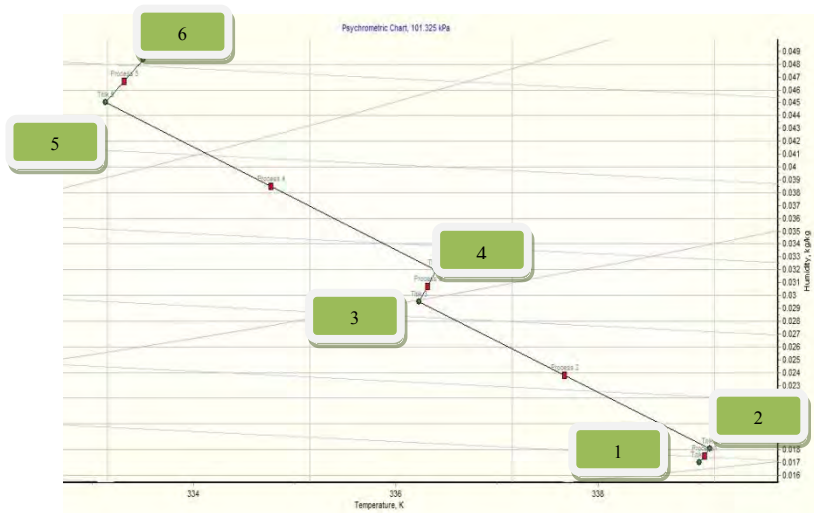
Posisi	TEMPERATUR	MC <sub>H<sub>2</sub>O</sub> Udara (Kg H <sub>2</sub> O/Kg Air)	ω (Kg H <sub>2</sub> O/Kg Dry Air)
1	327.00	0.016590003	0.01687
2	327.38	0.0183465	0.01869
3	325.42	0.028841538	0.02970
4	325.84	0.031264461	0.03227
5	323.74	0.043249116	0.04520
6	323.85	0.046634117	0.04892

Berdasarkan psychrometric chart dengan temperatur inlet 316K terdapat beberapa titik yang diambil data propertiesnya untuk dianalisa proses yang terjadi di setiap tahap . Proses yang terjadi dalam psychrometric chart dengan temperatur inlet 327K antara lain

- 1. Proses I** :Proses ini ditandai dengan meningkatnya temperatur udara pengering yang diikuti dengan meningkatnya nilai *humidity ratio* dalam udara pengering. (Garis 1-Garis 2)
- 2. Proses II** :Proses penyerapan *moisture content* batubara yang diikuti dengan naiknya nilai *humidity ratio* dan turunnya temperatur udara pengering. Proses perpindahan *moisture content* batubara ke udara pengering terjadi akibat *Relative Humidity* dari udara yang lebih kecil dibandingkan batubara. (Garis 2-Garis 3)
- 3. Proses III** :Proses peningkatan temperatur udara pengering dengan diikuti naiknya nilai *humidity ratio* dalam udara pengering akibat akumulasi *moisture content* batubara. (Garis 3-Garis 4)
- 4. Proses IV** :Proses penyerapan *moisture content* batubara yang diikuti dengan naiknya nilai *humidity ratio* dan turunnya temperatur udara pengering yang lebih besar daripada proses sebelumnya akibat akumulasi *moisture content* batubara. Proses perpindahan *moisture content* batubara ke udara pengering terjadi akibat *Relative Humidity* dari udara yang lebih kecil dibandingkan batubara. (Garis 4- Garis 5)
- 5. Proses V** :Proses peningkatan temperatur udara pengering dengan diikuti naiknya nilai *humidity ratio* dalam udara pengering akibat akumulasi *moisture content* batubara. (Garis 5-Garis 6)



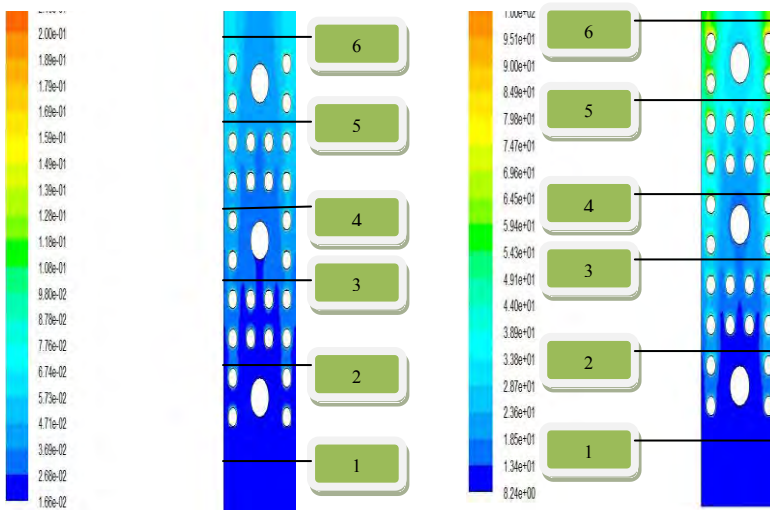
#### 4.4.3 Analisa Psychromtric Chart Tube Heater Temperatur Inlet 339 K



**Gambar 4.19** Psychromtric Chart Temperatur Inlet 339 K

**Tabel 4.4**Data Psychrometric pada Temperatur Air Heater 339<sup>0</sup>K

Posisi	TEMPERATUR	MC <sub>H<sub>2</sub>O</sub> Udara (Kg H <sub>2</sub> O/Kg Air)	ω (Kg H <sub>2</sub> O/Kg Dry Air)
1	339.00	0.016590003	0.01687
2	339.1	0.01775187	0.01807
3	336.23	0.028699304	0.02955
4	336.4	0.031135768	0.03214
5	333.13	0.043066817	0.04501
6	333.5	0.046434953	0.04870



**Gambar 4.20** Kontur di Daerah Sekitar Tube Heater Temperatur Inlet 339 K

(a) Kontur Moisture Content (b) Kontur Relative Humidity

Berdasarkan psychrometric chart dengan temperatur inlet 316K terdapat beberapa titik yang diambil data propertiesnya untuk dianalisa proses yang terjadi di setiap tahap. Proses yang terjadi dalam psychrometric chart dengan temperatur inlet 327K antara lain

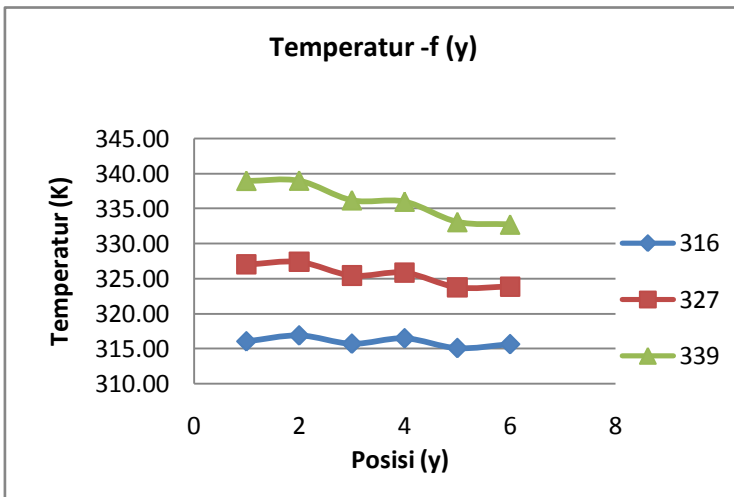
- 1. Proses I** : Proses ini ditandai dengan meningkatnya temperatur udara pengering yang diikuti dengan meningkatnya nilai *humidity ratio* yang kenaikannya lebih kecil dibandingkan hasil data temperatur 327K dan 316K dalam udara pengering. (Garis 1-Garis 2)
- 2. Proses II** : Proses penyerapan moisture content batubara yang diikuti dengan naiknya nilai humidity ratio dan turunnya temperatur udara pengering. Proses perpindahan *moisture content* batubara ke udara

- pengering terja akibat *Relative Humidity* dari udara yang lebih kecil dibandingkan batubara.(Garis 2-Garis 3)
- 3.Proses III** :Proses peningkatan temperatur udara pengering dengan diikuti naiknya nilai *humidity ratio* dalam udara pengering akibat akumulasi *moisture content* batubara .(Garis 3-Garis 4)
- 4.Proses IV** :Proses penyerapan *moisture content* batubara yang diikuti dengan naiknya nilai *humidity ratio* dan turunnya temperatur udara pengering.Proses perpindahan *moisture content* batubara ke udara pengering terjadi akibat *Relative Humidity* dari udara yang lebih kecil dibandingkan batubara.(Garis 4- Garis 5)
- 5.ProsesV** :Proses peningkatan temperatur udara pengering dengan diikuti naiknya nilai *humidity ratio* dalam udara pengering akibat akumulasi *moisture content* batubara .(Garis 5-Garis 6)

Dari Hasil analisa psychrometric chart pada daerah di sekitar *tube heater* terdapat keseragaman pola proses pada setiap titik untuk setiap temperatur *air heater*. Fenomena menarik terjadi pada proses *heating* hasil pemanasan *tube heater*. Idealnya proses *heating* tidak diikuti dengan proses peningkatan *humidity ratio*, akan tetapi dalam penelitian ini didapatkan fakta bahwa terjadi peningkatan *humidity ratio* akibat akumulasi dari *moisture content* batubara di sekitar *tube heater*.

Proses konsentrasi aliran perpindahan massa pada daerah sekitar *tube heater* diakibatkan turunnya *relative humidity* udara di sekitar *tube heater* sehingga *moisture content* mengalami konsentrasi aliran massa di daerah sekitar *tube heater*. Hal ini seharusnya dapat dikurangi untuk meningkatkan kapasitas pengeringan batubara dalam *fluidized bed coal dryer*.

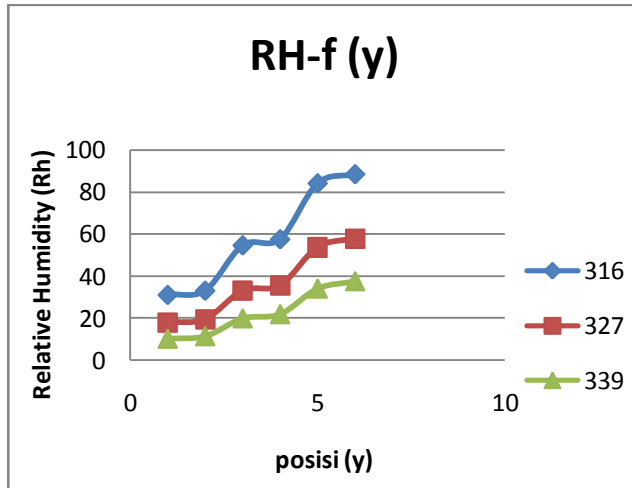
Proses peningkatan *humidity ratio* dalam udara pengering diakibatkan adanya penambahan uap air (*moisture content*) dari batubara yang berada di sekitar batas sistem yang dianalisa datanya. Analisa dilakukan pada keseluruhan batubara yang berada dalam *chamber fluidized bed coal dryer* sehingga memungkinkan terjadinya infiltrasi aliran uap air (*moisture content*) batubara di sekitar *tube heater*.



**Gambar 4.21** Karakteristik Distribusi Temperatur pada Daerah Sekitar Tube Heater pada Fluidized Bed

Pada gambar 4.21 menjelaskan mengenai distribusi temperatur pada daerah sekitar *tube heater* dalam *fluidized bed coal dryer*. Pada grafik temperatur pada masing-masing temperatur inlet menunjukkan trend yang relatif sama. Pada posisi tube heater yakni pada  $1 < y < 2$ ,  $3 < y < 4$ ,  $5 < y < 6$  nampak bahwa proses heating diikuti dengan kondisi temperatur  $y$  yang konstan setelah proses *drying*. Pada proses *drying*, udara mengalami proses penjumlahan dan penurunan temperatur. Sehingga dapat

disimpulkan bahwa proses heating idealnya adalah proses peningkatan temperatur dan penurunan *relatif humidity* serta karena adanya penambahan energi panas di sekitar udara oleh *tube heater*



**Gambar 4.22** Karakteristik Distribusi Relative Humidity pada Daerah Sekitar Tube Heater pada Fluidized Bed

Pada gambar 4.22 menjelaskan mengenai distribusi kelembaban relatif pada daerah sekitar *tube heater* dalam *fluidized bed coal dryer*. Pada grafik temperatur dan kelembaban relatif pada masing-masing temperatur inlet menunjukkan trend yang relatif sama. Pada posisi tube heater yakni pada  $1 < y < 2$ ,  $3 < y < 4$ ,  $5 < y < 6$  nampak bahwa proses heating diikuti dengan *relatif humidity* yang konstan setelah proses *drying*. Pada proses *drying*, udara mengalami proses penjumlahan dan penurunan temperatur serta naiknya kelembaban relatif. Sehingga dapat disimpulkan bahwa proses heating idealnya adalah proses peningkatan temperatur dan penurunan *relatif humidity* serta *Humidity ratio* konstan. Akan tetapi pada analisa psychrometric

menunjukkan adanya infiltrasi *moisture* batubara di sekitar *tube heater*. Hal ini terjadi dikarenakan adanya konsentrasi perpindahan massa air dalam batubara di sekitar *tube heater* di dalam *fluidized bed coal dryer*.

## **BAB V**

### **PENUTUP**

#### **5.I Kesimpulan**

Berdasarkan pembahasan serta analisa data pada bab sebelumnya, maka dalam penelitian mengenai studi numerik pengaruh variasi temperatur air heater terhadap karakteristik pengeringan batubara dengan tube heater tersusun aligned pada temperatur 316K, 327K, 339K dapat diambil kesimpulan antara lain :

1. Peningkatan temperatur *Air Heater* akan diikuti dengan peningkatan laju perpindahan massa. Pada penelitian ini laju perpindahan massa *Moisture Content* batubara ke udara pengering mencapai nilai terbesar pada temperatur air heater 339K kemudian 327K dan 316K.
2. Peningkatan laju perpindahan massa diikuti dengan peningkatan nilai koefisien perpindahan panas dan koefisien perpindahan massa.
3. Koefisien perpindahan panas dan koefisien perpindahan massa akan mengalami penurunan seiring bertambahnya waktu pengeringan.
4. Laju pengeringan pada bagian *Fluidized Bed Coal Dryer* pada bagian atas lebih kecil daripada laju pengeringan pada bagian *Fluidized Bed Coal Dryer* bagian bawah.
5. Untuk kondisi batubara dengan kandungan *Moisture Content* 5%. Laju perpindahan massa tiap satuan panjang chamber *fluidized bed coal dryer* terbesar adalah 33,09 kg/m .jam pada temperatur air heater 339K, untuk temperatur 327K nilainya 21.84 kg/m .jam dan temperatur 316K adalah 12.26 kg/m .jam.
6. Proses *Heating* pada *tube heater* dengan susunan aligned mengakibatkan proses *heating* disertai humidifikasi yang ditandai dengan peningkatan temperatur udara di sekitar *tube*

*heater* dan diikuti dengan peningkatan nilai *humidity ratio* udara sekitar *tube heater*

7. Proses *Heating* oleh *tube heater* dengan susunan *aligned* mengakibatkan penurunan *relative humidity* udara di sekitar *tube heater* dan bernilai lebih kecil dibandingkan nilai *relative humidity* batubara di sekitar *tube heater*.

## 5.2 Saran

Dari hasil studi numerik mengenai studi numerik pengaruh variasi temperatur air heater terhadap karakteristik pengeringan batubara dengan tube heater tersusun *aligned* pada temperatur 316K, 327K, 339K tentunya memiliki kekurangan, Saran yang dapat digunakan untuk meningkatkan kualitas penelitian di masa mendatang antara lain:

1. Perlu dilakukan modifikasi pada susunan batubara dalam domain permodelan untuk mendapatkan penelitian yang mendekati kondisi sebenarnya.
2. Perlu dibuat kajian study eksperimen dengan kondisi yang sama dengan studi numerik supaya dapat dibandingkan dengan kondisi sebenarnya.
3. Perlu dilakukan kajian mengenai komparasi performa pengeringan pada fluidized bed coal dryer dengan susunan tube heater *aligned* terhadap tube heater yang tersusun *staggered* dengan konfigurasi dan parameter penelitian yang sama.



## LAMPIRAN 1

### I. Data Temperatur Air Heater 316 K

#### Data Penelitian

Percobaan	h	k	$\rho$ (coal)	$\rho$ (fluid)	n
	W/m <sup>2</sup> .K	W/m.K	kg/m <sup>3</sup>	kg/m <sup>3</sup>	
1	354.2611	0.0454	1.09227	1.094492	0.333333333
2	42.02456	0.0454	1.102059	1.09997	0.333333333
3	8.201541	0.0454	1.103644	1.100865	0.333333333
4	2.04578	0.0454	1.103891	1.101004	0.333333333
5	0.8277283	0.0454	1.103927	1.101025	0.333333333
6	0.5916579	0.0454	1.103931	1.101029	0.333333333

Cp (fluid)	Cp (coal)	Dab	MC <sub>H2O</sub> coal Akhir	MC <sub>H2O</sub> outlet	T (coal)
J/kg.K	J/kg.K	m <sup>2</sup> /s	KgH2O/Kg Coal	KgH2O/Kg Udara	k
1043.574	1059.974	2.8800E-05	5.3142E-02	5.3265E-02	313.0833
1026.84	1029.801	2.8800E-05	2.3195E-02	2.3228E-02	315.86
1023.814	1024.349	2.8800E-05	1.7785E-02	1.7791E-02	316.4319
1023.266	1023.363	2.8800E-05	1.6806E-02	1.6807E-02	316.5474
1023.167	1023.185	2.8800E-05	1.6629E-02	1.6629E-02	316.5707
1023.15	1023.153	2.8800E-05	1.6597E-02	1.6597E-02	316.5758

### Data Perhitungan

$\alpha$	Le	Len	hm
3.92131E-05	1.362	1.1084	0.249080
4.00035E-05	1.389	1.1158	0.029745
4.01586E-05	1.394	1.1172	0.005812
4.01883E-05	1.395	1.1175	0.001450
4.0194E-05	1.396	1.1175	0.000587
4.01951E-05	1.396	1.1175	0.000419

Percobaan	$\rho$ (H <sub>2</sub> O coal awal)	$\rho$ (H <sub>2</sub> O inlet)	MC <sub>H2O</sub> Coal Awal	MC <sub>H2O</sub> (inlet)	$n_A''$	N <sub>A</sub>
	kg/m <sup>3</sup>	kg/m <sup>3</sup>	KgH <sub>2</sub> O/Kg Udara	KgH <sub>2</sub> O/Kg Udara	kg/m <sup>2</sup> s	kg/s
1	0.02699036	0.018347378	0.22	0.01659	0.002153	2.4335E-07
2	5.8046E-02	0.018347378	5.3142E-02	0.01659	0.001181	1.3348E-07
3	2.5563E-02	0.018347378	2.3195E-02	0.01659	0.000042	4.7408E-09
4	1.9628E-02	0.018347378	1.7785E-02	0.01659	0.000002	2.0994E-10
5	1.8552E-02	0.018347378	1.6806E-02	0.01659	0.000000	1.3582E-11
6	1.8357E-02	0.018347378	1.6629E-02	0.01659	0.000000	4.7155E-13

mw <sub>H2O</sub> inlet	mw <sub>H2O</sub> outlet	$\Delta mw$
0.01659	0.053	0.0367
0.01659	0.023	0.0066
0.01659	0.018	0.0012
0.01659	0.017	0.0002
0.01659	0.017	0.0000
0.01659	0.017	0.0000

## II. Data Temperatur Air Heater 327 K

### Data Penelitian

Percobaan	h	k	$\rho$ (coal)	$\rho$ (fluid)	n
	W/m <sup>2</sup> .K	W/m.K	kg/m <sup>3</sup>	kg/m <sup>3</sup>	
1	583.6017	0.0454	1.064064	1.063636	0.333333333
2	51.67218	0.0454	1.067337	1.065533	0.333333333
3	9.584086	0.0454	1.067547	1.065676	0.333333333
4	2.101123	0.0454	1.067509	1.065661	0.333333333
5	2.756552	0.0454	1.067486	1.065649	0.333333333
6	0.3241775	0.0454	1.067479	1.065645	0.333333333

Cp (fluid)	Cp (coal)	Dab	MC <sub>H2O</sub> coal Akhir	MCY <sub>H2O</sub> outlet	T (coal)
J/kg.K	J/kg.K	m2/s	KgH2O/Kg Coal	KgH2O/Kg Udara	k
1043.42	1059.716	2.8800E-05	5.2885E-02	5.3012E-02	321.438
1026.771	1029	2.8800E-05	2.3079E-02	2.3106E-02	326.1575
1023.794	1024.315	2.8800E-05	1.7751E-02	1.7756E-02	327.1374
1023.262	1023.355	2.8800E-05	1.6798E-02	1.6799E-02	327.3368
1023.166	1023.183	2.8800E-05	1.6627E-02	1.6627E-02	327.3773
1023.149	1023.152	2.8800E-05	1.6597E-02	1.6597E-02	327.3856

**Data Perhitungan**

$\alpha$	Le	Len	hm
4.02623E-05	1.398	1.1182	0.4140
4.1337E-05	1.435	1.1280	0.0370
4.15179E-05	1.442	1.1297	0.0069
4.15583E-05	1.443	1.1300	0.0015
4.15662E-05	1.443	1.1301	0.0020
4.15677E-05	1.443	1.1301	0.0002

Percobaan	$\rho$ (H <sub>2</sub> O coal awal)	$\rho$ (H <sub>2</sub> O inlet)	MC <sub>H2O</sub> Coal Awal	MC <sub>H2O</sub> (inlet)	$n_A$ "	N <sub>A</sub>
	kg/m <sup>3</sup>	kg/m <sup>3</sup>	KgH <sub>2</sub> O/Kg Udara	KgH <sub>2</sub> O/Kg Udara	kg/m <sup>2</sup> s	kg/s
1	0.02699036	0.017730188	0.22	0.01659	0.003833313	4.3332E-07
2	5.6273E-02	0.017730188	5.2885E-02	0.01659	0.00142514	1.6110E-07
3	2.4633E-02	0.017730188	2.3079E-02	0.01659	4.74116E-05	5.3594E-09
4	1.8950E-02	0.017730188	1.7751E-02	0.01659	1.83651E-06	2.0760E-10
5	1.7932E-02	0.017730188	1.6798E-02	0.01659	3.97956E-07	4.4985E-11
6	1.7749E-02	0.017730188	1.6627E-02	0.01659	4.42756E-09	5.0049E-13

mw <sub>H2O</sub> inlet	mw <sub>H2O</sub> outlet	$\Delta$ mw
0.01659	0.053	0.0364
0.01659	0.023	0.0065
0.01659	0.018	0.0012
0.01659	0.017	0.0002
0.01659	0.017	0.0000
0.01659	0.017	0.0000

### III. Data Temperatur Air Heater 339 K

#### Data Penelitian

Percobaan	h	k	$\rho$ (coal)	$\rho$ (fluid)	n
	$W/m^2.K$	$W/m.K$	$kg/m^3$	$kg/m^3$	
1	820.5544	0.0454	1.035069	1.032062	0.333333333
2	57.22317	0.0454	1.031955	1.030459	0.333333333
3	10.34112	0.0454	1.03082	1.029866	0.333333333
4	2.12189	0.0454	1.030499	1.029697	0.333333333
5	0.4940079	0.0454	1.030418	1.029654	0.333333333
6	0.164201	0.0454	1.030398	1.029643	0.333333333

Cp (fluid)	Cp (coal)	Dab	MC <sub>H2O</sub> coal Akhir	MCY <sub>H2O</sub> outlet	T (coal)
J/kg.K	J/kg.K	m2/s	KgH2O/Kg Coal	KgH2O/Kg Udara	k
1043.255	1059.437	2.8800E-05	5.2609E-02	5.2738E-02	330.504
1026.698	1029.559	2.8800E-05	2.2955E-02	2.2974E-02	337.365
1023.773	1024.278	2.8800E-05	1.7714E-02	1.7717E-02	338.8001
1023.257	1023.346	2.8800E-05	1.6789E-02	1.6700E-02	339.0943
1023.165	1023.181	2.8800E-05	1.6625E-02	1.6625E-02	339.1544
1023.149	1023.152	2.8800E-05	1.6596E-02	1.6596E-02	339.1667

**Data Perhitungan**

$\alpha$	Le	Len	hm
4.14011E-05	1.438	1.1286	0.587467
4.27311E-05	1.484	1.1406	0.041402
4.29987E-05	1.493	1.1429	0.007498
4.30513E-05	1.495	1.1434	0.001539
4.30616E-05	1.495	1.1435	0.000358
4.30636E-05	1.495	1.1435	0.000119

Percobaan	$\rho$ (H <sub>2</sub> O coal awal)	$\rho$ (H <sub>2</sub> O inlet)	MC <sub>H2O</sub> Coal Awal	MC <sub>H2O</sub> (inlet)	$n_A$ "	N <sub>A</sub>
	kg/m <sup>3</sup>	kg/m <sup>3</sup>	KgH2O/Kg Udara	KgH2O/Kg Udara	kg/m <sup>2</sup> s	kg/s
1	0.02699036	0.017102571	0.22	0.01659	0.005808751	6.5662E-07
2	5.4454E-02	0.017102571	5.2609E-02	0.01659	0.001546427	1.7481E-07
3	2.3689E-02	0.017102571	2.2955E-02	0.01659	4.93829E-05	5.5822E-09
4	1.8260E-02	0.017102571	1.7714E-02	0.01659	1.78156E-06	2.0139E-10
5	1.7301E-02	0.017102571	1.6789E-02	0.01659	7.11383E-08	8.0415E-12
6	1.7131E-02	0.017102571	1.6625E-02	0.01659	3.36761E-09	3.8067E-13

mw <sub>H2O</sub> inlet	mw <sub>H2O</sub> outlet	$\Delta mw$
0.01659	0.053	0.0361
0.01659	0.023	0.0064
0.01659	0.018	0.0011
0.01659	0.017	0.0001
0.01659	0.017	0.0000
0.01659	0.017	0.0000

## LAMPIRAN 2

Tabel Karakteristik Batubara (Low Rank Coal) berdasarkan Wilayahnya

Region	Calorific value (MJ/kg)	Moisture, %	Fixed Carbon, %	Volatile matter, %	Sulfur, % daf	Ash, % db
Australia <sup>[8]</sup>	5-14	44-71	65-70	25-30	0.1-5	0.5-13
Bulgaria <sup>[9]</sup>	5-14	14-62			3-11	28-58
China <sup>[10]</sup>		14		46		8
Czech Republic <sup>[9]</sup>	9-19	6-55			0.7-9	7-44
Germany <sup>[9]</sup>	7-12	12-51	17-20	52-62	0.4-4	5-11
Hungary <sup>[9]</sup>	6-15	19-48			0.8-5	18-40
Indonesia <sup>[11,12]</sup>	21-23	15-22	37-40	37-41	0.5-4	2-8
Poland <sup>[9]</sup>	7-22	9-55			0.5-7	8-40
Spain <sup>[9]</sup>	12-17	13-24			3-12	14-70
Turkey <sup>[13]</sup>	20-28	6-20	29-46	45-56	1.8-14	3-20
USA <sup>[14,17]</sup>						
Montana	24-25	37	31	25	0.48	7
North Dakota	16	34-44	25-33	24-30	0.2-1.4	4-8
Texas	15	32	26	28	0.7	14
Wyoming	17-22	21-37	30-41	27-36	0.2-1.2	4-12

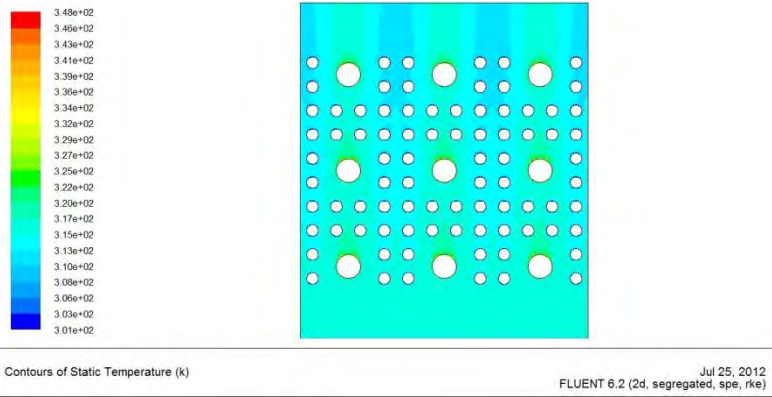




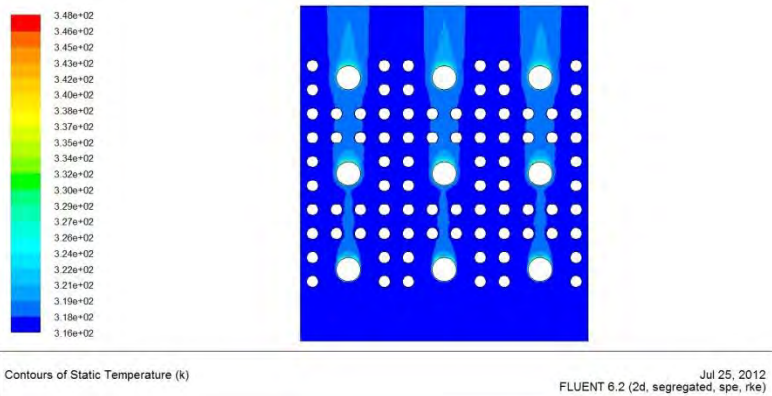
## LAMPIRAN 4

### I. Temperatur Inlet 316 K

#### Kontur Distribusi Temperatur

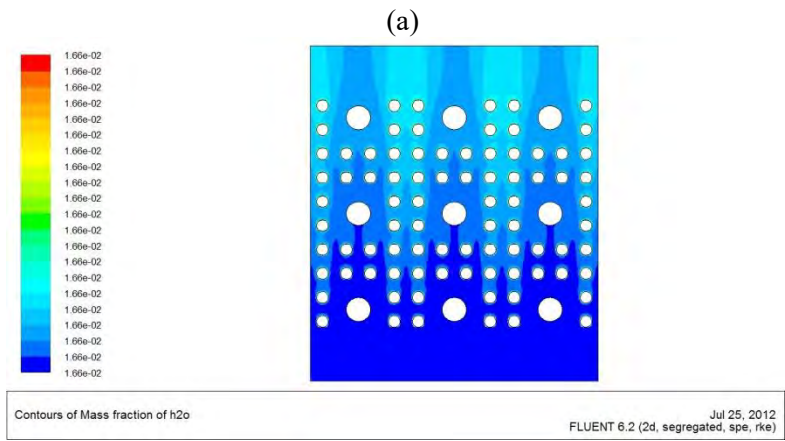
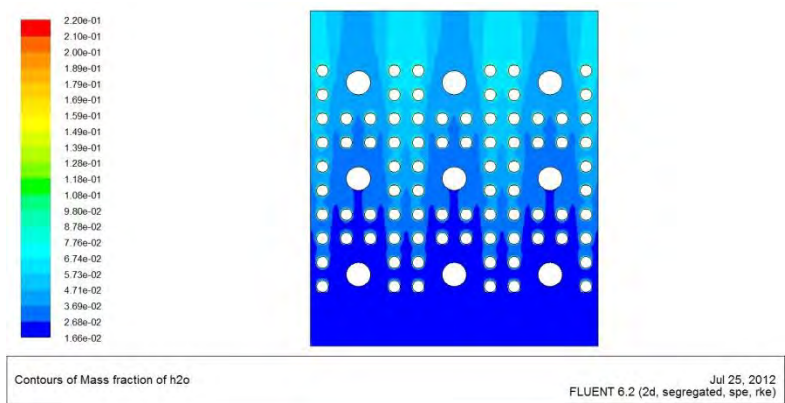


(a)



(b)

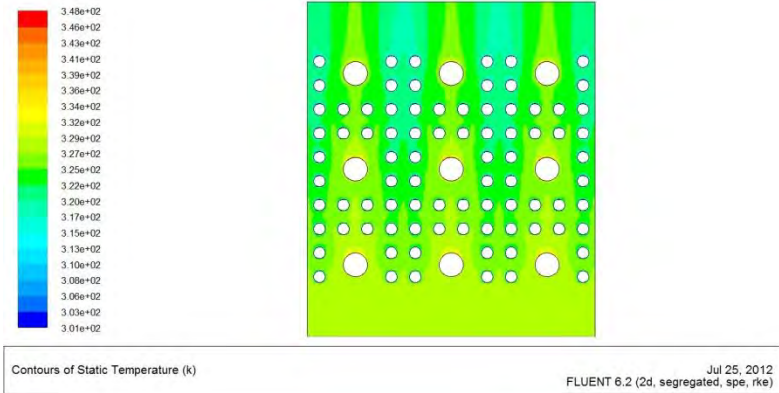
Kontur Distribusi Fraksi Massa



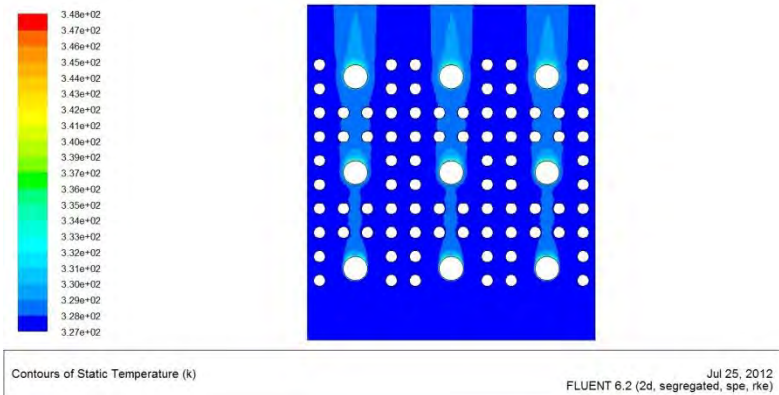
Keterangan :  
(a) Kondisi Iterasi Pertama  
(b) Kondisi Iterasi Terakhir

## II. Temperatur Inlet 327 K

### Kontur Distribusi Temperatur



(a)

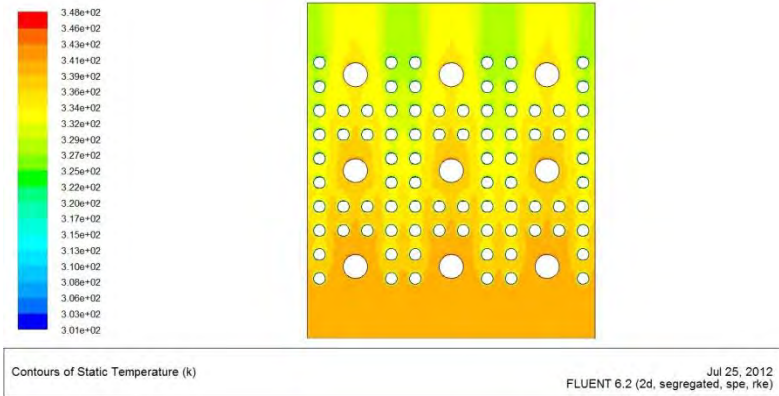


(b)

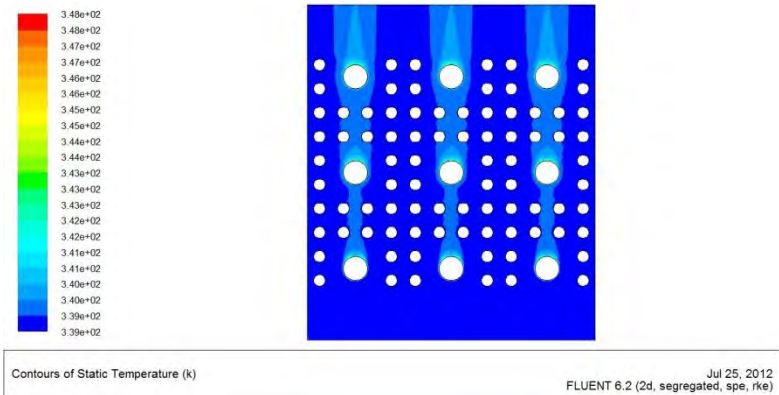


### III. Temperatur Inlet 339 K

#### KonturDistribusiTemperatur

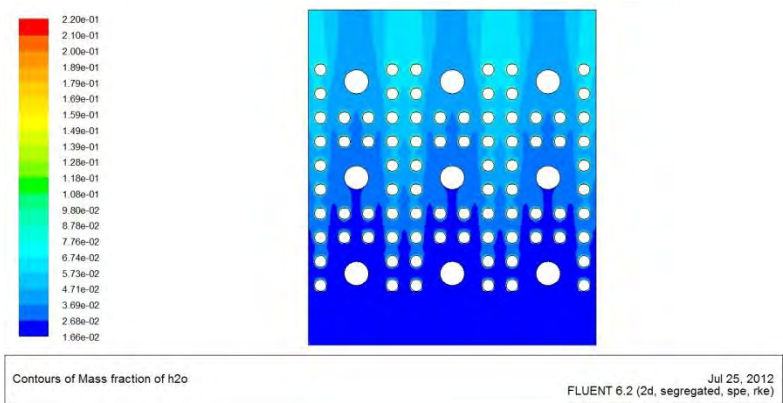


(a)

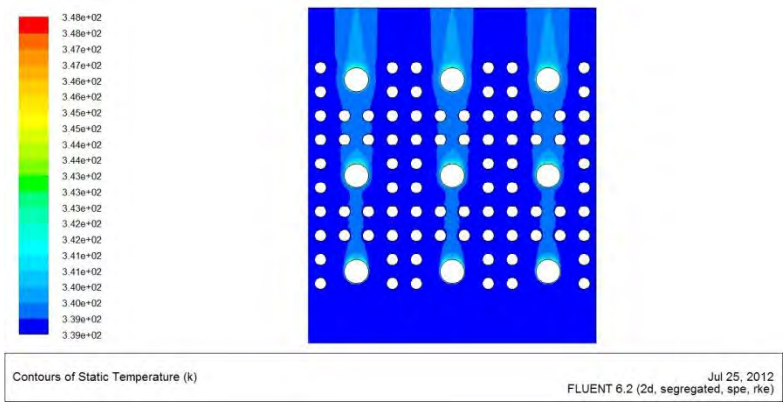


(b)

KonturDistribusiFraksi Massa



(a)



(b)

Keterangan :  
(a) Kondisi Iterasi Pertama  
(b) Kondisi Iterasi Terakhir